

LAMPIRAN A

Perhitungan Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi : 3.000 ton/hari
 Waktu operasi : 330 hari/tahun
 1 hari kerja : 24 jam
 Waktu operasi : 1 jam
 Basis perhitungan : 1.000 kg/jam

Kapasitas produksi dalam 1 jam operasi :

$$3.000 \frac{\text{ton}}{1} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 125.000 \text{ kg/jam}$$

1. Neraca Massa Menara Distilasi

Fungsi : Memisahkan *Naphtha* tersebut menjadi *Heavy Naphtha* dan *Light Naphtha*

Tabel 1.1 Neraca Massa Total Menara Distilasi (MD-01)

MENARA DISTILASI		INPUT	OUTPUT	
No	Komponen	Feed MD	Top Product MD	Bottom Product MD
		Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
		(Kg/jam)	(Kg/jam)	(Kg/jam)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,31	378,26	0,05
2	Amonia	16,9	16,9	0
3	i-Butana	278,21	267,08	11,13
4	n-Butana	80,6	77,38	3,22
5	n-Pentana	683,81	656,46	27,35
6	n-Heksana	132,6	127,3	5,3
7	n-Nonana	75.401,44	754,01	74.647,43
8	Dimetilsikloheksana	32.500,62	325,01	32.175,61
9	Etilbenzena	18.303,05	183,03	18.120,02
10	Sikloheksana	247	237,12	9,88
TOTAL (Kg/jam)		128.022,54	3.022,55	124.999,99
TOTAL (Kg/jam)		128.022,54	128.022,54	

Perhitungan Fraksi Mol (y_i dan x_i)

Tabel 1.2 Perhitungan Fraksi Mol (y_i dan x_i)

No	Komponen	BM (kg/kmol)	Mol Top (kmol/jam)	Fraksi Gas Top (y_i)	Mol <i>Bottom</i> (kmol/jam)	Fraksi Cair <i>Bottom</i> (x_i)
1	<i>Hydrogen Sulfida</i>	34,08	11,099	0,2648	0,001	0,000001
2	Amonia	17,03	0,992	0,0237	0	0
3	i-Butana	58,12	4,595	0,1096	0,191	0,000184
4	n-Butana	58,12	1,331	0,0318	0,055	0,000053
5	n-Pentana	72,15	9,099	0,2171	0,379	0,000364
6	n-Heksana	86,18	1,477	0,0352	0,061	0,000059
7	n-Nonana	128,25	5,879	0,1403	582,046	0,559516
8	Dimetilsikloheksana	112,21	2,896	0,0691	286,745	0,275646
9	Etilbenzena	106,17	1,724	0,0411	170,67	0,164064
10	Sikloheksana	84,16	2,817	0,0672	0,117	0,000113
	TOTAL		41,909	1	1040,265	1

Persamaan Antoine & Konstanta

Persamaan yang digunakan untuk mencari tekanan uap murni (P_{uap}) dan konstanta kesetimbangan (K):

$$P_{uap} = 10^{(A - \frac{B}{T+C})}$$

$$K_i = \frac{P_{uap}}{P_{total}}$$

Tabel 1.3 Konstanta Antoine

No	Komponen	A	B	C
1	<i>Hydrogen Sulfida</i>	7,1085	700,34	253,64
2	Amonia	7,5547	1002,711	247,885
3	i-Butana	6,8021	941,53	238,73
4	n-Butana	6,809	935,86	238,73
5	n-Pentana	6,8447	1060,793	231,541
6	n-Heksana	6,8856	1175,817	224,867

7	n-Nonana	6,9376	1430,459	201,808
8	Dimetilsikloheksana	6,856	1365	215
9	Etilbenzena	6,9572	1424,255	213,206
10	Sikloheksana	6,8494	1203,526	222,863

Iterasi *Dew Point* (*Top Product MD*)

- Tekanan (P_{total}) = 763 mmHg
- Target: Mencari Suhu (T) sehingga $\Sigma(y_i/K_i) = 1,0$
- Suhu Iterasi (T) = 100,5 °C

Tabel 1.4 *Trial & error Dew Point* Menara Distilasi

No	Komponen	y_i	Eksponen Antoine	P_{uap} (mmHg)	K_i	$x_i^*=y_i/K_i$
1	Hydrogen Sulfida	0,2648	5,1308	135154,5	177,136	0,00149
2	Amonia	0,0237	4,6773	47565,3	62,34	0,00038
3	i-Butana	0,1096	4,0257	10608,5	13,904	0,00788
4	n-Butana	0,0318	4,0493	11202,6	14,682	0,00217
5	n-Pentana	0,2171	3,6485	4451,5	5,834	0,03721
6	n-Heksana	0,0352	3,2737	1878	2,461	0,0143
7	n-Nonana	0,1403	2,2064	160,8	0,211	0,66571
8	Dimetilsikloheksana	0,0691	2,53	338,8	0,444	0,15562
9	Etilbenzena	0,0411	2,4164	260,9	0,342	0,12022
10	Sikloheksana	0,0672	3,1253	1334,5	1,749	0,03842
	TOTAL	1				~ 1,043

Iterasi *Bubble Point* (*Bottom Product MD*)

- Tekanan (P_{total}) = 851 mmHg
- Target: Mencari Suhu (T) sehingga $\Sigma(x_i \cdot K_i) = 1,0$
- Suhu Iterasi (T) = 145 °C

Tabel 1.5 *Trial & error Bubble Point* Menara Distilasi

No	Komponen	x_i	Eksponen Antoine	P_{uap} (mmHg)	K_i	$y_i^*=x_i \cdot K_i$
1	Hydrogen Sulfida	0,000001	5,3512	224495,3	263,802	0,00026

2	Amonia	0	5,0011	100259,5	117,814	0
3	i-Butana	0,000184	4,3468	22223,5	26,115	0,00481
4	n-Butana	0,000053	4,3678	23321,2	27,404	0,00145
5	n-Pentana	0,000364	4,0281	10667,2	12,535	0,00456
6	n-Heksana	0,000059	3,705	5069,4	5,957	0,00035
7	n-Nonana	0,559516	2,813	650,2	0,764	0,42747
8	Dimetilsikloheksana	0,275646	3,0643	1159,7	1,363	0,37571
9	Etilbenzena	0,164064	2,9821	959,6	1,128	0,18506
10	Sikloheksana	0,000113	3,5769	3775,1	4,436	0,0005
	TOTAL	1				~ 1,000

LAMPIRAN B

1. Neraca Panas *Recycle Gas Compressor*(C-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan campuran gas *Hydrogen* (gas recycle dan gas segar) untuk mencapai tekanan umpan *Reactor* , serta mengirimkan gas tersebut untuk mempertahankan tekanan sistem secara keseluruhan di *Unit Hydrotreating*

Kondisi Operasi *Recycle Gas Compressor*(C-01)

a) Tekanan (P)

- Nilai Masuk (*Suction*): 19 Kg/cm²
- Nilai Keluar (*Discharge*): 26,7 Kg/cm²

b) Suhu (T)

- Nilai Masuk (*Suction*): 55 °C = 328 K
- Nilai Keluar (*Discharge*): 115 °C = 388,15 K

c) Pressure Ratio (R_c): 2,15

d) Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Tabel 1.1 Perhitungan Neraca Panas Kompersor (C-01)

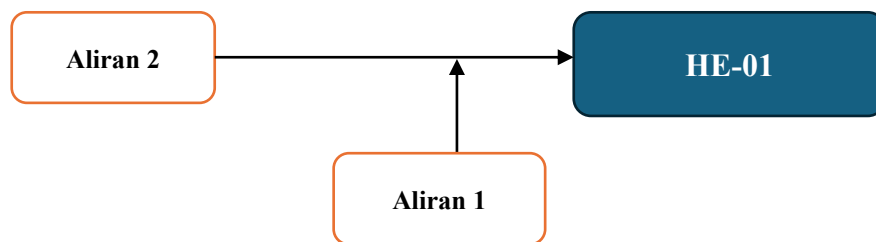
No	Komponen	Laju Alir Massa (m) (kg/jam)	Cp rata-rata (kJ/kg.°C)	m·Cp (kJ/°C.jam)	Entalpi Masuk (Hin) pada ΔT=30 (kJ/jam)	Entalpi Keluar (Hout) pada ΔT=90 (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i>	647,41	14,45	9.355,07	280.652,10	841.956,71
2	Metana	535,61	2,32	1.242,62	37.278,60	111.835,37
3	Etana	926,92	1,86	1.724,07	51.722,10	155.166,41
4	Propana	1.094,62	1,77	1.937,48	58.124,40	174.372,97
5	i-Butana	696,81	1,8	1.254,26	37.627,80	112.883,22
6	n-Pentana	432,91	1,81	783,57	23.507,10	70.521,04
	TOTAL	4.334,28		16.297,06	488.912,10	1.466.735,72

Tabel 1.2 Kesimpulan Neraca Panas Kompresor C-01

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran <i>Recycle Gas Compressor</i> (C-01)		
1	Entalpi Umpan Masuk (55°C)	488.912,10	-
2	Entalpi Umpan Keluar (115°C)	-	1.466.735,72
	Beban Kerja <i>Compressor</i> (W_c)	977.823,62	-
	Total	1.466.735,71	1.466.735,71

2. Temperature Combine *Feed* (*Naphtha & Hydrogen*)

Fungsi : Menentukan suhu campuran sebelum masuk ke combine *Feed* exchanger



ALIRAN 1

- Suhu Masuk (T_{in}) = 55 °C --> 328,15 K ---> Delta T_{in} = 30
- Suhu Ref = 25 °C ---> 298,15 K
- Flowrate = 130.002,48 Kg/jam
- Satuan Entalpi = kJ/jam
- Total Enthalpi Masuk = 8.056.890,00 kJ/jam
- Kapasitas Panas Efektif = 268.563,00 kJ/°C = 268.563,00 kJ/K

Tabel 2.1 Perhitungan Entalpi Aliran 1

No	Komponen	Laju Alir Massa (m) (kg/jam)	Cp rata-rata (kJ/kg.°C)	m·Cp (kJ/°C.jam)	ΔT (°C)	Entalpi Masuk (H) (kJ/jam)
1	n-Nonana	75.401,44	2,22	167.391,20	30	5.021.735,90

2	Dimetilsikloheksana	32.500,62	1,92	62.401,19	30	1.872.035,71
3	Etilbenzena	18.200,35	1,76	32.032,62	30	960.978,48
4	Metil Merkaptan	1.300,02	1,48	1.924,03	30	57.720,89
5	Etil Merkaptan	1.040,02	1,92	1.996,84	30	59.905,15
6	Dimetil Sulfida	390,01	1,91	744,92	30	22.347,57
7	Dimetil Disulfida	130	1,62	210,60	30	6.318,00
8	Tiofena	130	1,45	188,50	30	5.655,00
9	Benzotiofena	130	1,5	195,00	30	5.850,00
10	Pirol	130	1,82	236,60	30	7.098,00
11	Piridin	130	1,67	217,10	30	6.513,00
12	Picoline	130	1,73	224,90	30	6.747,00
13	1-Heksena	130	2,14	278,20	30	8.346,00
14	Sikloheksana (Trace)*	130	1,85	240,50	30	7.215,00
15	2-Pentena	130	2,16	280,80	30	8.424,00
	TOTAL ALIRAN 1	130.002,46	27,15	268.562,99	450,00	8.056.889,71

ALIRAN 2

- Suhu Masuk (T_{in}) = 115 °C ---> 388,15 K ---> Delta T_{in} = 90
- Suhu Ref = 25 °C ---> 298,15 K
- $Flowrate$ = 4.332,98 Kg/jam
- Satuan Entalpi = kJ/jam
- Total Enthalpi Masuk = 1.466.586,90 kJ/jam
- Kapasitas Panas Efektif = 16.295,41 kJ/°C = 16.295,41 kJ/K

Tabel 2.2 Perhitungan Entalpi Aliran 2

No	Komponen	Laju Alir Massa (m) (kg/jam)	Cp rata- rata (kJ/kg.°C)	m·Cp (kJ/°C.jam)	ΔT (°C)	Entalpi Masuk (H) (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i>	647,41	14,45	9.355,07	90	841.956,71
2	Metana	535,61	2,32	1.242,62	90	111.835,37
3	Etana	926,92	1,86	1.724,07	90	155.166,41

4	Propana	1.094,62	1,77	1.937,48	90	174.372,97
5	i-Butana	696,81	1,8	1.254,26	90	112.883,22
6	n-Pentana	432,91	1,81	783,57	90	70.521,04
	TOTAL ALIRAN 2	4.334,28		16.297,06		1.466.735,71

$$T_{\text{mix}} = T_{\text{ref}} + \frac{Q_{\text{total}}}{m \cdot C_{p1} + m \cdot C_{p2}} = 25 + \frac{9.523.476,90}{268.563,00 + 16.295,41}$$

$$= 58,43^{\circ}\text{C}$$

Temperature Combine Feed (*Naphtha & Hydrogen*)

Parameter	Aliran 1 (<i>Naphtha</i>)	Aliran 2 (<i>Gas Hydrogen</i>)	Aliran Campuran (1 + 2)
Laju Alir Massa Total	130.002,46 kg/jam	4.334,28 kg/jam	134.336,74 kg/jam
Suhu Masuk (T_{in})	55 °C	115 °C	58,43 °C
Suhu Referensi (T_{ref})	25 °C	25 °C	25 °C
ΔT ($T_{in} - T_{ref}$)	30 °C	90 °C	33,43 °C
Kapasitas Panas Efektif ($\sum m \cdot C_p$)	268.562,99 kJ/°C.jam	16.297,06 kJ/°C.jam	284.860,0537 kJ/°C.jam
Total Entalpi Masuk (H)	8.056.889,71 kJ/jam	1.466.735,71 kJ/jam	952.3625,415 kJ/jam

3. Neraca Panas *Heat Exchanger* (H-01)

Kondisi Operasi *Heat Exchanger* (HE-01)

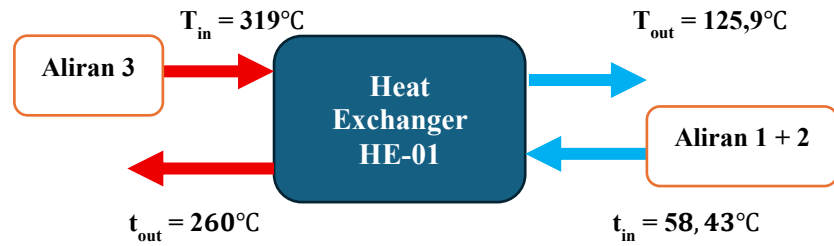
a) Aliran Fluida Dingin (*Cold Fluid*)

- Arah Aliran: Masuk (*Input*) → Keluar (*Output*)
- Suhu Masuk (t_1) = 58,43°C
- Suhu Keluar (t_2) = 260°C

b) Aliran Fluida Panas (*Hot Fluid*)

- Arah Aliran: Masuk (*Input*) ← Keluar (*Output*) (*Counter-current* / Berlawanan arah)
- Suhu Masuk (T_1) = 319°C
- Suhu Keluar (T_2) = 125,9°C

- Suhu Referensi (T_{ref}) = $25^{\circ}C$



Tabel 3.1 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Fluida Dingin (<i>Shell</i>)		
1	Entalpi Umpan Cair ($58,43^{\circ}C$)	8.426.951,30	-
2	Entalpi Umpan Uap ($260^{\circ}C$)	-	111.183.963,40
	Beban Panas (Q_{serap})		102.757.012,10
B	Fluida Panas (<i>Tube</i>)		
1	Entalpi Gas Masuk ($319^{\circ}C$)	131.751.396,27	-
2	Entalpi Cair Keluar ($125,9^{\circ}C$)	-	25.255.545,19
	Beban Panas (Q_{lepas})	106.495.851,08	
C	<i>Heat Loss</i>		3.738.838,98
D	Beban Panas Desain (Q_{design})	106.495.851,08	106.495.851,08

$$Heat\ Loss = \frac{Q_{lepas} - Q_{serap}}{Q_{lepas}} \times 100$$

$$Heat\ Loss = \frac{106.495.851,08 - 102.757.012,10}{106.495.851,08} \times 100$$

4. Neraca Panas *Furnace* (FN-01)

Kondisi Operasi:

- Laju Alir Umpan Total: 134.336,74 kg/jam
- Suhu Masuk (T_1): $260^{\circ}C$ ($533,15K$)
- Suhu Keluar (T_2): $320^{\circ}C$ ($593,15K$)
- Tekanan Operasi: $21,5\ Kg/cm^2$

- Suhu Referensi (T_{ref}): 25°C(298,15K)



Tabel 4.1 Neraca Panas *Furnace* (FN-01)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran <i>Furnace</i> (FN-01)		
1	Entalpi Umpan Masuk (260°C)	102.792.168,60	-
2	Entalpi Umpan Keluar (320°C)	-	118.492.161,80
	Beban Panas <i>Furnace</i> (Q_{suplai})	15.699.993,200	-
	Total	118.492.161,80	118.492.161,80

5. Neraca Panas *Reactor* (R-01)

Kondisi Operasi

- Laju Alir Massa : 134.336,74 kg/jam
- Suhu Masuk (T_{in}): 320°C (593,15 K)
- Suhu Keluar (T_{out}): 319°C (592,15 K)
- Tekanan Masuk (P_{in}): 21,5 kg/cm²
- Tekanan Keluar (P_{out}): 21,0 kg/cm²
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C
- Basis Perhitungan: 1 jam operasi.



Tabel 5.1 Perhitungan Mol Reaksi

Jenis Reaksi	Komponen Impuritas	Persamaan Reaksi Stoikiometri	Mol Impuritas Bereaksi (kmol/jam)	Konsumsi H ₂ (kmol/jam)	Produk Hidrokarbon Terbentuk (kmol/jam)	Produk Sampling (H ₂ S / NH ₃) (kmol/jam)
HDS	Metil Merkaptan	CH ₃ SH + H ₂ → CH ₄ + H ₂ S	27,02	27,02	27,02 (Metana)	27,02

HDS	Etil Merkaptan	$C_2H_5SH + H_2 \rightarrow C_2H_6 + H_2S$	16,74	16,74	16,74 (Etana)	16,74
HDS	Dimetil Sulfida	$CH_3SCH_3 + H_2 \rightarrow 2CH_4 + H_2S$	6,28	12,56	12,56 (Metana)	6,28
HDS	Dimetil Disulfida	$CH_3S_2CH_3 + 3H_2 \rightarrow 2CH_4 + 2H_2S$	1,38	4,14	2,76 (Metana)	2,76
HDS	Tiofena	$C_4H_4S + 4H_2 \rightarrow C_4H_{10} + H_2S$	1,55	6,2	1,55 (n-Butana)	1,55
HDS	Benzotiofena	$C_8H_6S + 3H_2 \rightarrow C_8H_{10} + H_2S$	0,97	2,91	0,97 (Etilbenzena)	0,97
HDN	Pirol	$C_4H_5N + 4H_2 \rightarrow C_4H_{10} + NH_3$	1,94	7,76	1,94 (n-Butana)	1,94
HDN	Piridin	$C_5H_5N + 5H_2 \rightarrow C_5H_{12} + NH_3$	1,64	8,2	1,64 (n-Pentana)	1,64
HDN	Picoline	$C_6H_7N + 4H_2 \rightarrow C_6H_{12} + NH_3$	1,4	5,6	1,40 (Sikloheksana)	1,4
Saturasi	1-Heksena	$C_6H_{12} + H_2 \rightarrow C_6H_{14}$	1,54	1,54	1,54 (n-Heksana)	0
Saturasi	Sikloheksena	$C_6H_{10} + H_2 \rightarrow C_6H_{14}$	1,58	1,58	1,58 (Sikloheksana)	0
Saturasi	2-Pentena	$C_5H_{10} + H_2 \rightarrow C_5H_{12}$	1,85	1,85	1,85 (n-Pentana)	0
TOTAL KONSUMSI / GENERASI			63,89	96,1		

Tabel 5.2 Perhitungan Panas Generasi Pada *Reactor* R-01

Jenis Reaksi	Komponen Bereaksi	Massa Bereaksi (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol Bereaksi (kmol/jam)	ΔH_{Rx} (kJ/mol)	Q Generasi (kJ/jam)
HDS	Metil Merkaptan	1.300,02	48,11	27,02	-72,5	1.958.950
HDS	Etil Merkaptan	1.040,02	62,13	16,74	-59,1	989.334
HDS	Dimetil Sulfida	390,01	62,13	6,28	-132,7	833.356
HDS	Dimetil Disulfida	130	94,2	1,38	-166,8	230.184
HDS	Tiofena	130	84,14	1,55	-262,2	406.410
HDS	Benzotiofena	130	134,2	0,97	-89,9	87.203
HDN	Pirol	130	67,09	1,94	-280,5	544.170
HDN	Piridin	130	79,1	1,64	-332,9	545.956
HDN	Picoline	130	93,13	1,4	-267,7	374.780
Saturasi	1-Heksena	130	84,16	1,54	-125,5	193.270
Saturasi	Sikloheksena	130	82,14	1,58	-119,6	188.968
Saturasi	2-Pentena	130	70,13	1,85	-118,4	219.040
TOTAL GENERASI PANAS						6.571.621

Tabel 5.3 Perhitungan Neraca Panas Komponen Total *Reactor* R-01

No	Komponen	Massa In (kg/jam)	Massa Out (kg/jam)	Cp (kJ/kg.°C)	Panas Masuk (Hin) (kJ/jam)	Panas Keluar (Hout) (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i>	647,41	455,01	14,56	2.780.233	1.947.755
2	<i>Hydrogen</i> Sulfida	0	1.888,94	1,13	0	627.468
3	Amonia	0	84,5	2,38	0	59.129
4	Metana	535,61	1.215,52	3,3	521.416	1.179.530
5	Etana	926,92	1.430,03	2,85	779.308	1.198.222
6	Propana	1.094,62	1.094,62	2,7	871.865	868.910
7	i-Butana	696,81	696,81	2,65	544.731	542.884
8	n-Butana	0	202,8	2,65	0	158.001
9	n-Pentana	432,91	683,81	2,6	332.042	522.567
10	n-Heksana	0	132,6	2,55	0	99.410
11	n-Nonana	75.401,44	75.401,44	2,45	54.496.390	54.311.691
12	Dimetilsikloheksana	32.500,62	32.500,62	2,4	23.010.438	22.932.437
13	Etilbenzena	18.200,35	18.303,05	2,05	10.997.561	11.022.096
14	Sikloheksana	0	247	2,3	0	166.972
15	Metil Merkaptan	1.300,02	0	1,5	575.258	0
16	Etil Merkaptan	1.040,02	0	1,6	490.889	0
17	Dimetil Sulfida	390,01	0	1,6	184.084	0
18	Dimetil Disulfida	130	0	1,4	53.690	0
19	Tiofena	130	0	1,4	53.690	0
20	Benzotiofena	130	0	1,3	49.855	0
21	Pirol	130	0	1,7	65.195	0
22	Piridin	130	0	1,6	61.360	0
23	Picoline	130	0	1,7	65.195	0
24	1-Heksena	130	0	2,4	92.040	0
25	Sikloheksana (Trace)*	130	0	2,3	88.205	0
26	2-Pentena	130	0	2,4	92.040	0
A	SUBTOTAL SENSIBEL	134.336,74	134.336,75		96.205.485	95.637.072

Tabel 5.4 Neraca Panas *Reactor* (R-01)

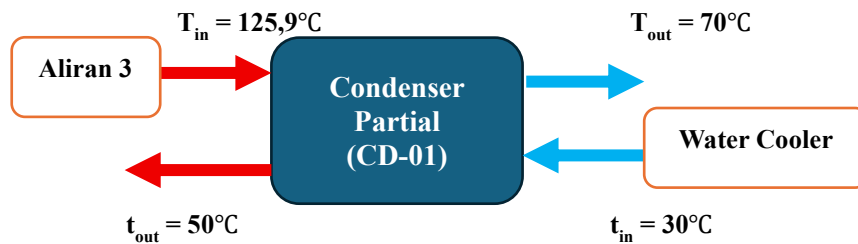
No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran <i>Reactor</i> (R-01)		
1	Entalpi Umpan Masuk (320°C)	96.205.464	-

2	Entalpi Produk Keluar (319°C)	-	95.637.082
3	Panas Reaksi ($Q_{generasi}$)	6.571.621	-
4	Beban Pendingin / <i>Heat Loss</i> (Q_{loss})	-	7.140.003
	Total	102.777.085	102.777.085

6. Neraca Panas *Partial Condenser*(CD-01)

Kondisi Operasi:

- Suhu Umpan Masuk (T_1): 125,9°C
- Suhu Umpan Keluar (T_2): 70°C
- Suhu Pendingin Masuk (t_1): 30°C
- Suhu Pendingin Keluar (t_2): 50°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Tabel 6.1 Perhitungan Neraca Panas *Partial Condenser*(CD-01)

No	Komponen	Massa (m) (kg/jam)	Cp Gas (kJ/kg. °C)	Qsensibel (m·Cp·ΔT) (kJ/jam)	Panas Laten λ(kJ/kg)	Qlaten (m·λ) (kJ/jam)	Total Q per Komponen (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i>	455,01	14,3	363.721,34	0	0	363.721,34
2	<i>Hydrogen</i> Sulfida	1.888,94	1	105.591,75	0	0	105.591,75
3	Amonia	84,5	2,1	9.919,46	0	0	9.919,46
4	Metana	1.215,52	2,2	149.460,35	0	0	149.460,35
5	Etana	1.430,03	1,7	135.890,75	0	0	135.890,75
6	Propana	1.094,62	1,6	97.902,81	0	0	97.902,81
7	i-Butana	696,81	1,6	62.322,79	0	0	62.322,79

8	n-Butana	202,8	1,6	18.138,43	0	0	18.138,43
9	n-Pentana	683,81	1,6	61.159,77	0	0	61.159,77
10	n-Heksana	132,6	1,7	12.600,98	335	44.421,00	57.021,98
11	n-Nonana	75.401,44	1,9	8.008.386,94	285	21.489.410,40	29.497.797,34
12	Dimetilsikloheksana	32.500,62	1,8	3.270.212,38	300	9.750.186,00	13.020.398,38
13	Etilbenzena	18.303,05	1,4	1.432.396,69	340	6.223.037,00	7.655.433,69
14	Sikloheksana	247	1,6	22.091,68	358	88.426,00	110.517,68
TOTAL		134.336,75		13.749.796,12		37.595.480,40	51.345.276,52

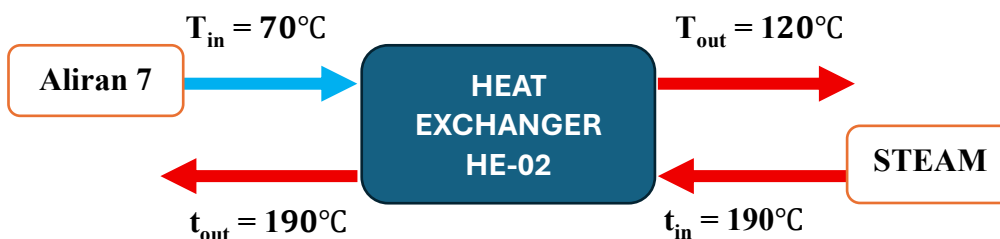
Tabel 6.2 Neraca Panas *Partial Condenser*(CD-01)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran Beban Panas (CD-01)		
1	Panas Sensibel Campuran	13.749.796,12	-
2	Panas Laten Kondensasi	37.595.480,40	-
	Beban Panas <i>Condenser</i> (Q_{serap})	-	51.345.276,52
	Total	51.345.276,52	51.345.276,52

7. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Kondisi Operasi:

- Suhu Umpan Masuk (T_1): 70°C
- Suhu Umpan Keluar (T_2): 120°C
- Suhu Pemanas Masuk (t_1): 190°C
- Suhu Pemanas Keluar (t_2): 190°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Nilai Properti Termodinamika

Komponen dibagi menjadi dua berdasarkan titik didihnya:

- a. Komponen Ringan (Menguap pada 90°C): Hidrogen Sulfida, Amonia, i-Butana, n-Butana, n-Pentana, n-Heksana, Sikloheksana.
- b. Komponen Berat (Tetap Cair pada 120°C): n-Nonana, Dimetilsikloheksana, Etilbenzena.

Tabel 7.1 Nilai kapasitas Panas komponen *Heat Exchanger*

No	Komponen	CpL (kJ/kg.°C)	Panas Laten (λ) (kJ/kg)	CpV (kJ/kg.°C)	Fase di Suhu > 90°C
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	2	547	1,05	Uap
2	Amonia	4,7	1370	2,15	Uap
3	i-Butana	2,45	360	1,75	Uap
4	n-Butana	2,4	380	1,7	Uap
5	n-Pentana	2,3	358	1,65	Uap
6	n-Heksana	2,25	335	1,6	Uap
7	Sikloheksana	1,85	358	1,25	Uap
8	n-Nonana	2,15	-	-	Cair
9	Dimetilsikloheksana	1,9	-	-	Cair
10	Etilbenzena	1,75	-	-	Cair

Tabel 7.2 Perhitungan neraca panas *Heat Exchanger*(HE-02)

No	Komponen	Massa (kg/jam)	Q1: <i>Sensibel</i> <i>Liquid</i> 70- 90°C (kJ/jam)	Q2: Latent <i>Vaporization</i> di 90°C (kJ/jam)	Q3: <i>Sensibel</i> Heat 90- 120°C (kJ/jam)	Total Beban Panas per Komponen (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,31	15.132,40	206.935,57	11.916,77	233.984,74
2	Amonia	16,90	1.588,60	23.153,00	1.090,05	25.831,65
3	i-Butana	278,21	13.632,29	100.155,60	14.606,03	128.393,92
4	n-Butana	80,60	3.868,80	30.628,00	4.110,60	38.607,40
5	n-Pentana	683,81	31.455,26	244.803,98	33.848,60	310.107,84
6	n-Heksana	132,60	5.967,00	44.421,00	6.364,80	56.752,80
7	Sikloheksana	247,00	9.139,00	88.426,00	9.262,50	106.827,50
8	n-Nonana	75.401,44	3.242.261,92	0	4.863.392,88	8.105.654,80

9	Dimetilsikloheksana	32.500,62	1.235.023,56	0	1.852.535,34	3.087.558,90
10	Etilbenzena	18.303,05	640.606,75	0	960.910,13	1.601.516,88
	TOTAL	128.022,54	5.198.675,58	738.523,15	7.758.037,70	13.695.236,43

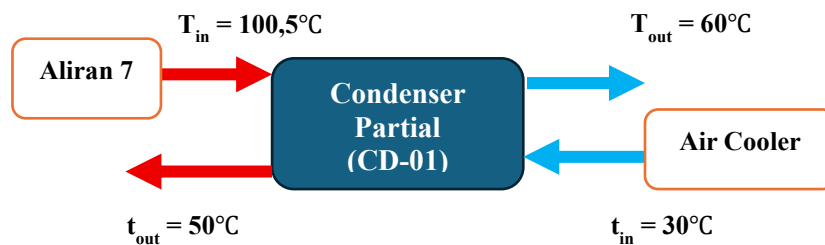
Tabel 7.3 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Parameter Neraca Panas	Nilai Beban Panas (kJ/jam)
Panas Sensibel Cair (Q1)	5.198.675,58
Panas Laten Penguapan (Q2)	738.523,15
Panas Sensibel Uap & Cair (Q3)	7.758.037,70
TOTAL BEBAN PANAS (Q_Total)	13.695.236,43

8. Neraca Panas *Partial Condenser* (CD-02)

Kondisi operasi :

- Suhu umpan masuk = 100,5°C
- Suhu umpan keluar = 60°C
- Suhu pendingin masuk = 50°C
- Suhu pendingin keluar = 30°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Tabel 8.1 Perhitungan Neraca Panas *Partial Condenser* (CD-02)

Komponen	<i>Flowrate</i> (kg/jam)	Cp Gas (kJ/kg.K)	Cp Liq (kJ/kg.K)	Laten (kJ/kg)	Sensibel In (kJ/jam)	Laten In (kJ/jam)	Total Hin (kJ/jam)	Total Hout (kJ/jam)
<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,26	1,05	2,01	548	29.977,10	207.286,48	237.263,58	26.610,60
Amonia	16,9	2,15	4,7	1370	2.743,30	23.153,00	25.896,30	2.780,05
i-Butana	267,08	1,65	2,45	366	33.271,30	97.751,28	131.022,58	22.899,61
n-Butana	77,38	1,65	2,4	386	9.639,90	29.868,68	39.508,58	6.500,00
n-Pentana	656,46	1,65	2,35	358	81.778,00	235.012,68	316.790,68	54.003,84
n-Heksana	127,3	1,7	2,26	335	16.338,50	42.645,50	58.984,00	10.069,43
n-Nonana	754,01	1,75	2,25	300	99.623,70	226.203,00	325.826,70	59.378,29
Dimetilsikloheksana	325,01	1,6	1,9	290	39.261,20	94.252,90	133.514,10	21.613,17
Etilbenzena	183,03	1,25	1,75	338	17.273,50	61.864,14	79.137,64	11.210,59
Sikloheksana	237,12	1,3	1,85	356	23.273,30	84.414,72	107.688,02	15.353,52
TOTAL	3.022,55				353.179,80	1.102.452,38	1.455.632,18	230.419,10

Tabel 8.2 Neraca Panas *Partial Condenser* (CD-02)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran Condenser (CD-02)		
1	Entalpi Aliran Masuk (100,5°C)	1.455.632,18	-
2	Entalpi Aliran Keluar (60°C)	-	230.419,10
3	Beban Pendingin (Q_c)	-	1.225.213,08
	Total	1.455.632,18	1.455.632,18

Perhitungan Kebutuhan Air Pendingin (Cooling Water)

Beban pendingin (Q_c) sebesar 1.225.213,08 kJ/jam ini akan diserap seluruhnya oleh *Cooling Water*.

Diketahui:

- Beban Panas (Q_c) = 1.225.213,08 kJ/jam
- Suhu Air Masuk (T_{in}) = 30°C
- Suhu Air Keluar (T_{out}) = 50°C
- $\Delta T_{water} = 50^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 20^\circ\text{C}$ (atau 20 K)
- Kapasitas Panas Air (Cp_{water}) = 4,184 kJ/kg.K

Menggunakan persamaan asas Black (Hukum Kekekalan Energi) dimana

$$Q_{lepas} = Q_{terima}$$

$$Q_c = m_{water} \times Cp_{water} \times \Delta T_{water}$$

$$1.225.213,08 \text{ kJ/jam} = m_{water} \times 4,184 \text{ kJ/kg.K} \times 20 \text{ K}$$

$$1.225.213,08 \text{ kJ/jam} = m_{water} \times 83,68 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{water} = \frac{1.225.213,08}{83,68}$$

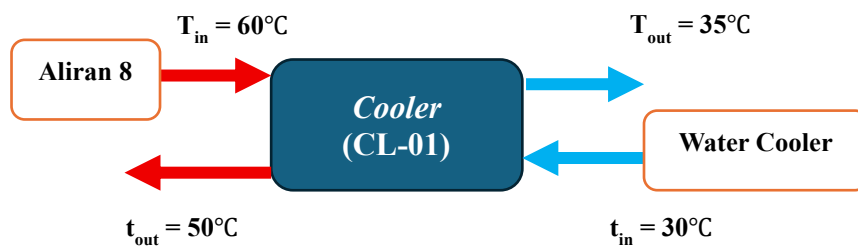
$$m_{water} = 14.641,65 \text{ kg/jam}$$

Proses pendinginan dan kondensasi di CD-02 dengan suhu target tersebut, dibutuhkan *Cooling Water* dengan laju alir massa sebesar 14.641,65 kg/jam.

9. Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Kondisi operasi :

- Suhu umpan masuk = $60^{\circ}\text{C} \rightarrow \Delta T_{in} = 60 - 25 = 35^{\circ}\text{C}$
- Suhu umpan keluar = $30^{\circ}\text{C} \rightarrow \Delta T_{out} = 30 - 25 = 5^{\circ}\text{C}$
- Suhu pendingin masuk = 30°C
- Suhu pendingin keluar = 50°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C
- *Flowrate* = $3.022,55 \text{ Kg/jam}$



Tabel 9.1 Perhitungan Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

No	Komponen	Massa (kg/jam)	Cp Estimasi (kJ/kg.°C)	H _{in} (kJ/jam) (Massa × Cp × 35)	H _{out} (kJ/jam) (Massa × Cp × 5)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,26	1	13.239,10	1.891,30
2	Amonia	16,9	4,7	2.779,95	397,14
3	i-Butana	267,08	2,4	22.434,72	3.204,96
4	n-Butana	77,38	2,4	6.500,10	928,59
5	n-Pentana	656,46	2,3	52.845,03	7.549,29
6	n-Heksana	127,3	2,27	10.114,14	1.444,88
7	n-Nonana	754,01	2,2	58.058,77	8.294,11
8	Dimetilsikloheksana	325,01	1,9	21.613,17	3.087,60
9	Etilbenzena	183,03	1,7	10.890,29	1.555,76
10	Sikloheksana	237,12	1,8	14.938,56	2.134,08
	TOTAL	3.022,55		213.413,83	30.487,71

Panas yang harus diserap oleh air pendingin (Cooling Water) adalah selisih antara entalpi masuk dan entalpi keluar dari Aliran 8.

$$Q_{cooler} = H_{in} - H_{out}$$

$$Q_{cooler} = 213.413,83 \text{ kJ/jam} - 30.487,71 \text{ kJ/jam} \\ = 182.926,12 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Air Pendingin (Water Cooler):

- Suhu air masuk (t_{in}) = 30°C
- Suhu air keluar (t_{out}) = 50°C
- $\Delta T_{water} = 20^{\circ}\text{C}$
- $Cp_{water} = 4,184 \text{ kJ/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$

$$\text{Massa}_{air} = \frac{Q_{cooler}}{Cp_{water} \times \Delta T_{water}} = \frac{182.926,12}{4,184 \times 20} = 2.186,05 \text{ kg/jam}$$

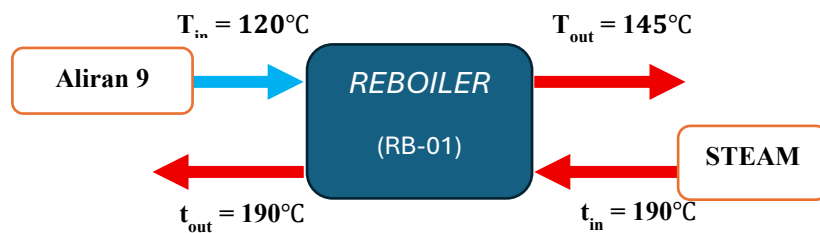
Tabel 9.2 Neraca Panas Cooler (CL-01)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran Cooler (CL-01)		
1	Entalpi Umpan Masuk (60°C)	213.413,83	-
2	Entalpi Produk Keluar (30°C)	-	30.487,71
3	Beban Pendingin (Q_{cooler})	-	182.926,12
	Total	213.413,83	213.413,83

10. Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Kondisi Operasi

- Suhu Umpan Masuk (T_{in}) = 120°C
- Suhu Umpan Keluar (T_{out}) = 145°C
- Suhu Pemanas Masuk (t_{in}) = 190°C
- Suhu Pemanas Keluar (t_{out}) = 190°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Tabel 10.1 Perhitungan Neraca Panas *Reboiler* (RB-01)

No	Komponen	Flowrate (kg/jam)	Cp Cair (kJ/kg.°C)	Entalpi Masuk (kJ/jam)	Entalpi Keluar (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	0,05	2,2	10,45	13,2
2	i-Butana	11,13	2,6	2.749,11	3.472,56
3	n-Butana	3,22	2,6	795,34	1.004,64
4	n-Pentana	27,35	2,5	6.495,63	8.205,00
5	n-Heksana	5,3	2,4	1.208,40	1.526,40
6	n-Nonana	74.647,43	2,3	16.310.463,46	20.602.690,68
7	Dimetilsikloheksana	32.175,61	2,1	6.419.034,20	8.108.253,72
8	Etilbenzena	18.120,02	2	3.442.803,80	4.348.804,80
9	Sikloheksana	9,88	2,2	2.064,92	2.608,32
-	TOTAL	125.000,00	-	26.185.625,31	33.076.579,32

Reboiler Vapor (V_B) dan *Boil-up Ratio*

Reflux operasi = 0,5

$$V_B = D_{mol}(R + 1) + F_{mol}(q - 1)$$

$$V_B = 41,96 \times (0,5 + 1) + 1082,28 \times (1 - 1)$$

$$V_B = 41,96 \times 1,5 = 62,94 \text{ kmol/jam}$$

Konversi *Boil-up Ratio*:

1. Berat Molekul Rata-rata *Bottom* (BM_{bot}): **124.999,99 kg/jam/1.040,32 kmol/jam $\approx$ 120,15 kg/kmol.**
2. Massa Uap (V_{mass}): **62,94 kmol/jam $\times$ 120,15 kg/kmol $\approx$ 7.562 kg/jam**
3. *Boil-up Ratio* (BR): **7.562 kg/jam/125.000 kg/jam $\approx$ 0,06 atau 6**

$$Q_{vap} = V_B \times \Delta H_{vap \text{ campuran}}$$

$$Q_{vap} = 7.562 \text{ kg/jam} \times 298 \text{ kJ/kg} = 2.253.476 \text{ kJ/jam}$$

Penentuan Jenis Steam

Jenis steam pada suhu 190°C diklasifikasikan sebagai Medium Pressure Steam (MP Steam). Pada suhu jenuh 190°C, MP Steam ini beroperasi pada tekanan absolut sekitar 12,5 bar.

a) Sifat Termodinamika MP Steam (190°C)

Berdasarkan *Steam Tables* standar (*Smith-Van Ness* atau *Geankoplis*), properti untuk *saturated steam* pada suhu 190°C adalah:

- Entalpi Uap Jenuh (H_g) $\approx 2.790 \text{ kJ/kg}$
- Entalpi Cairan Jenuh / Kondensat (H_f) $\approx 807,6 \text{ kJ/kg}$
- Panas Laten Steam (λ) $= H_g - H_f$ 1.982,4 kJ/kg

Nilai panas laten (λ) inilah energi murni yang dilepaskan oleh *steam* saat berubah wujud dari uap menjadi air (kondensat) untuk memanaskan aliran *Bottom* menara distilasi.

Perhitungan Laju Alir Steam

Menggunakan beban pemanas dari perhitungan neraca panas sebelumnya:

$$Q_{steam} = 9.144.430,01 \text{ kJ/jam}$$

Rumus laju alir massa *steam* (m_{steam}) adalah:

$$m_{steam} = \frac{Q_{steam}}{\lambda}$$

$$m_{steam} = \frac{9.144.430,01 \text{ kJ/jam}}{1.982,4 \text{ kJ/kg}}$$

$$m_{steam} = 4.612,81 \text{ kg/jam}$$

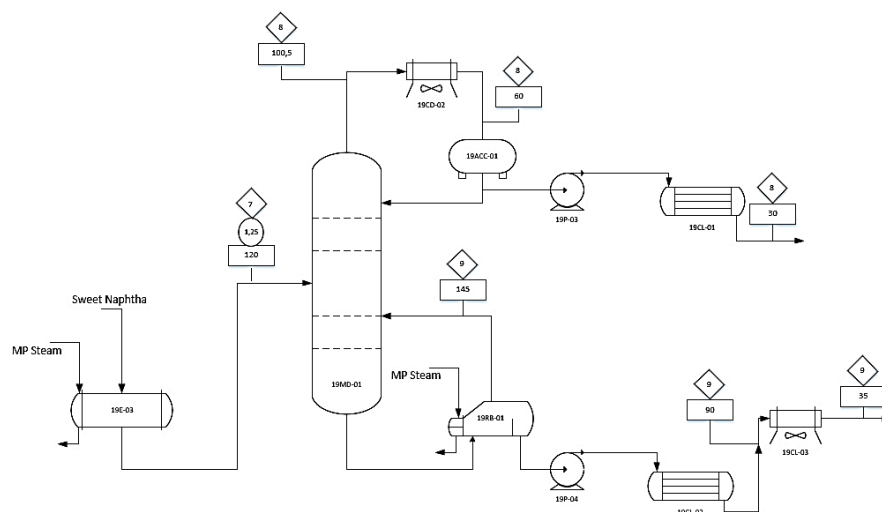
Tabel 10.2 Neraca Panas Total *Reboiler* (RB-01)

No	Komponen Aliran	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Entalpi Umpan Masuk (120°C)	26.185.625,31	0
2	Entalpi Produk Keluar Sensibel (145°C)	0	33.076.579,32
3	Panas Penguapan (Q vap)	0	2.253.476,00
4	Beban Pemanas / Steam (Q steam)	9.144.430,01	0
-	TOTAL	35.330.055,32	35.330.055,32

11. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Kondisi Operasi

- Suhu Umpan (T_{feed}) = $120^{\circ}C$
- Suhu Referensi (T_{ref}) = $25^{\circ}C$
- Suhu Top Menara Distilasi = $100,5^{\circ}C$
- Suhu *Bottom* Menara Distilasi = $145^{\circ}C$
- ΔT Umpan = $120 - 25 = 95^{\circ}C$ (atau 95 K)



Gambar 11.1 Neraca Panas Total Menara Distilasi (19MD-01)

Berikut ini perhitungan neraca panas total pada menara distilasi

Tabel 11.1 Perhitungan Entalpi Umpan / Feed MD

No	Komponen	Mass Flowrate (m) (kg/jam)	C _{pliq} (kJ/kg.K)	ΔT (K)	Entalpi Umpan (ΔH_{Feed}) (kJ/jam)
1	Hydrogen Sulfida	378,31	2,01	95	72.238,29
2	Amonia	16,90	4,70	95	7.545,85
3	i-Butana	278,21	2,45	95	64.753,38
4	n-Butana	80,60	2,40	95	18.376,80
5	n-Pentana	683,81	2,35	95	152.660,58
6	n-Heksana	132,60	2,26	95	28.469,22

7	n-Nonana	75.401,44	2,25	95	16.117.057,80
8	Dimetilsikloheksana	32.500,62	1,90	95	5.866.361,91
9	Etilbenzena	18.303,05	1,75	95	3.042.882,06
10	Sikloheksana	247,00	1,85	95	43.410,25
	TOTAL	128.022,54			25.413.756,14

Neraca Energi Total Kolom Distilasi

$$\Delta H_{feed} + Q_{steam} = (\Delta H_{top} + \Delta H_{bottom}) + Q_{air}$$

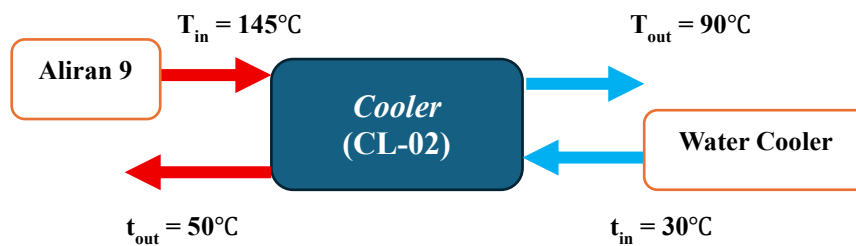
Tabel 11.2 Neraca Energi Total Kolom Distilasi

Komponen Neraca Energi	Keterangan Aliran / Utilitas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
ΔH_{masuk}	Entalpi Umpan (<i>Feed</i>)	25.413.756,14	0
Q_{steam}	Beban Pemanas <i>Reboiler</i> (RB-01)	9.144.430,01	0
ΔH_{keluar}	Entalpi Distilat / <i>Top Product</i> (60°C)	0	230.419,10
	Entalpi <i>Bottom Product</i> (145°C)	0	33.076.579,32
Q_{air}	Beban Air Pendingin Kondensor (CD-02)	0	1.225.213,08
Q_{loss}	Kehilangan Panas (<i>Heat Loss</i>)	0	25.974,65
TOTAL		34.558.186,15	34.558.186,15

12. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Kondisi Operasi:

- Suhu Umpan Masuk (T_1): 145°C
- Suhu Umpan Keluar (T_2): 90°C
- Suhu Pendingin Masuk (t_1): 30,00°C
- Suhu Pendingin Keluar (t_2): 50,00°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Tabel 12.1 Perhitungan Neraca Panas Komponen Cooler (CL-02)

No	Komponen	Massa (kg/jam)	Cp Cairan Rata-rata (kJ/kg.K)	Panas Laten (kJ/kg)*	Hin pada 145°C (kJ/jam)	Hout pada 90°C (kJ/jam)
1	Hydrogen Sulfida	0,05	2	547	12	6,5
2	i-Butana	11,13	2,6	320	3.472,56	1.880,97
3	n-Butana	3,22	2,6	340	1.004,64	544,18
4	n-Pentana	27,35	2,5	358	8.205,00	4.444,38
5	n-Heksana	5,3	2,4	335	1.526,40	826,8
6	n-Nonana	74.647,43	2,3	345	20.602.690,68	11.159.790,78
7	Dimetilsikloheksana	32.175,61	2,1	310	8.108.253,72	4.391.970,77
8	Etilbenzena	18.120,02	1,9	335	4.131.364,56	2.237.822,47
9	Sikloheksana	9,88	2	350	2.371,20	1.284,40
	Total	124.999,99			32.858.900,76	17.798.571,24

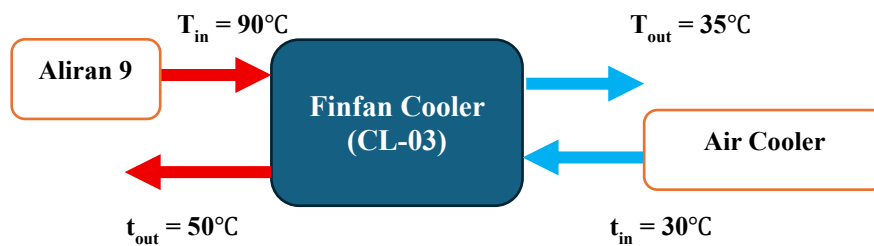
Tabel 12.2 Neraca Panas Cooler (CL-02)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran <i>Shell</i> Side (Aliran 9)		
1	Entalpi Umpan Masuk (145°C)	32.858.900,76	-
2	Entalpi Produk Keluar (90°C)	-	17.798.571,24
B	Aliran Tube Side (Pendingin)		
3	Beban Pendingin / <i>Heat Duty</i> (Q_{loss} ke air)	-	15.060.329,52
	Total	32.858.900,76	32.858.900,76

13. Neraca Panas *Cooler Cooler* (CL-03)

Kondisi Operasi:

- Suhu Umpan Masuk (T_1): 90°C
- Suhu Umpan Keluar (T_2): 35°C
- Suhu Pendingin Masuk (t_1): 30°C
- Suhu Pendingin Keluar (t_2): 50°C
- Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C



Tabel 13.1 Perhitungan Neraca Panas Komponen *Cooler Cooler* (CL-03)

No	Komponen	Massa (kg/jam)	Cp Cair (kJ/kg.K)*	Hin (kJ/jam)	Hout (kJ/jam)
1	Hydrogen Sulfida	0,05	1	3,25	0,5
2	i-Butana	11,13	2,4	1.736,28	267,12
3	n-Butana	3,22	2,4	502,32	77,28
4	n-Pentana	27,35	2,3	4.088,83	629,05
5	n-Heksana	5,3	2,26	778,57	119,78
6	n-Nonana	74.647,43	2,25	10.917.186,64	1.679.567,18
7	Dimetilsikloheksana	32.175,61	1,9	3.973.687,84	611.336,59
8	Etilbenzena	18.120,02	1,76	2.072.930,29	318.912,35
9	Sikloheksana	9,88	1,84	1.181,65	181,79
TOTAL		124.999,99		16.972.095,67	2.611.091,64

Tabel 13.2 Neraca Panas Total *Cooler Cooler* (CL-03)

No	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran Dalam <i>Tube</i> (Aliran 9)		
1	Entalpi Umpan Masuk (90°C)	16.972.095,67	-
2	Entalpi Produk Keluar (35°C)	-	2.611.091,64
B	Aliran Luar <i>Tube</i> (Udara Pendingin)		
3	Beban Pendingin / <i>Heat Duty</i> (Panas diserap udara)	-	14.361.004,03
	Total	16.972.095,67	16.972.095,67

LAMPIRAN C

1. Spesifikasi *Recycle Gas Compressor*(19C-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan gas kaya *Hydrogen* dari tekanan 10 kg/cm² menjadi 21,5 kg/cm² untuk kebutuhan reaksi di *Reactor* utama.
- Tipe Alat : *Compressor* Sentrifugal (*Centrifugal Compressor*)
- Dasar Pemilihan : *Compressor* sentrifugal direkomendasikan untuk laju alir gas volumetrik yang relatif besar dengan rasio kompresi rendah hingga menengah, serta memberikan aliran yang kontinyu tanpa pulsasi yang signifikan pada *Unit Hydrotreating* (Towler & Sinnott, 2021).

b) Kondisi Operasi

- Laju alir massa (***m***) = 4.332,98 kg/jam
- Laju alir molar (***n***) = 430,98 kmol/jam
- Tekanan masuk (***P*₁**) = 19 kg/cm² = 18,39 atm
- Tekanan keluar (***P*₂**) = 26,7 kg/cm² = 25,84 atm
- Suhu masuk (***T*₁**) = 55 °C = 328 K
- Suhu keluar (***T*₂**) = 115 °C = 388,15 K
- Rasio Tekanan (***R_c***) = (***P*₂**)/ (***P*₁**) = 26,7 / 19 = 1,405

c) Evaluasi Kapasitas Volumetrik

Mengasumsikan gas berkelakuan mendekati gas ideal pada tekanan menengah, laju alir volumetrik aktual saat masuk (*Suction*) dihitung menggunakan persamaan gas ideal (Smith et al., 2018):

$$Q_1 = \frac{n \cdot R \cdot T_1}{P_1}$$

$$Q_1 = \frac{430,98 \text{ kmol/jam} \cdot 0,08205 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{K} \cdot 328 \text{ K}}{18,39 \text{ atm}}$$

$$Q_1 = 630,79 \text{ m}^3/\text{jam} = 371,27 \text{ ft}^3/\text{menit (CFM)}$$

$$*1 \text{ m}^3 = 35,3147 \text{ ft}^3 ; 1 \text{ jam} = 60 \text{ menit}$$

d) Penentuan Jumlah Tahap (Stage) Kompresi

Batasan rasio kompresi (***R_c***) *Compressor* sentrifugal untuk satu tahap (*single-stage*) umumnya tidak boleh melebihi 3 hingga 4 agar suhu

Discharge gas tidak melampaui batas material alat (Turton et al., 2018). Karena rasio tekanan sistem sangat rendah ($R_c = 1,405 < 3$), maka kompresi cukup dilakukan dalam 1 tahap (1 stage).

e) Kebutuhan Energi Teoritis (Kerja *Compressor*)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca panas sebelumnya, entalpi kompresi absolut yang dibutuhkan (W_c) adalah 977.823,61 kJ/jam. Nilai ini dikonversi ke dalam satuan tenaga (*Horsepower*, HP) dengan faktor konversi 1 kJ/jam = 0,0003725 HP.

$$\text{Gas Power (HP)} = 977.823,61 \times 0,0003725 = 364,24 \text{ HP}$$

f) Perhitungan Brake Horse Power (BHP)

Daya aktual pada poros (*brake horsepower*) memperhitungkan efisiensi isentropik dan efisiensi mekanis *Compressor*.

- Efisiensi Isentropik (η_i): Kapasitas ~705 CFM, efisiensi isentropik *Compressor* sentrifugal modern berada pada kisaran 70% – 80%. Diambil nilai konservatif sebesar 75% atau 0,75 (GPSA, 2017).
- Efisiensi Mekanik (η_m): Kehilangan daya akibat gesekan pada bantalan (*bearing*) dan segel (*seal*) umumnya kecil, sehingga efisiensi mekanik diasumsikan 95% atau 0,95 (Towler & Sinnott, 2021).

$$BHP = \frac{\text{Gas Power}}{\eta_i \cdot \eta_m}$$

$$BHP = \frac{364,24}{0,75 \cdot 0,95} = 511,21 \text{ HP}$$

g) Perhitungan Daya Motor Penggerak (P_{motor})

Daya motor dirancang lebih besar dari BHP untuk mengantisipasi kehilangan energi pada sistem transmisi daya (Towler & Sinnott, 2021).

- Efisiensi Motor (η_{motor}): Motor listrik standar industri memiliki efisiensi sekitar 90% (0,90).

$$P_{motor} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{511,21}{0,90} = 568,01 \text{ HP}$$

Berdasarkan ukuran standar daya motor komersial yang tersedia di pasaran, dipilih motor penggerak dengan kapasitas 600 HP.

2. Spesifikasi *Heat Exchanger* (19HE-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi : Mendinginkan aliran gas *Effluent Reactor* sekaligus memanfaatkan panasnya untuk memanaskan dan menguapkan aliran *Combine Feed Naphtha* sebelum masuk ke *Reactor Naphtha Hydrotreating*.

Pemilihan Jenis Alat dan Konfigurasi

- Jenis Alat: *Shell and Tube Heat Exchanger* (TEMA E)
- Konfigurasi: 6 *Shell* yang disusun dalam 2 cabang paralel, di mana masing-masing cabang terdiri dari 3 *Shell* seri (2 Paralel 3 Seri).
- Dasar Pemilihan: Beban panas (Q) yang sangat besar menghasilkan kebutuhan luas area perpindahan panas total (A_{total}) yang melebihi standar mekanis pabrikasi 1 *Shell* (umumnya dibatasi maksimal 5.000 – 10.000 ft² per *Shell* untuk kemudahan *maintenance* dan distribusi aliran). Pembagian menjadi susunan seri-paralel efektif membagi beban area, menurunkan *Pressure Drop* hidrolik, dan mengatasi kendala *temperature cross*.

b) Kondisi Operasi dan Laju Alir Massa

Aliran dibagi menjadi 2 cabang paralel, maka laju alir massa yang melewati masing-masing cabang (yang terdiri dari 3 *Shell* seri) adalah 50% dari total *Flowrate*.

Tabel 2.1 Kondisi Operasi *Heat Exchanger* 19HE-01

Parameter	Sisi <i>Shell</i> (Fluida Dingin)	Sisi <i>Tube</i> (Fluida Panas)
Aliran	<i>Combine Feed Naphtha</i>	<i>Effluent Reactor</i>
Suhu Masuk (T_{in}/T_{in})	58,43°C (137,17°F)	319,00°C (606,20°F)
Suhu Keluar (T_{out}/T_{out})	260,00°C (500,00°F)	125,90°C (258,62°F)
Total Laju Alir Massa (W_{total})	134.336,74 kg/jam	134.336,75 kg/jam
Laju Alir per Cabang Paralel (W_{cabang})	67.168,37 kg/jam (148.080,85 lb/jam)	67.168,37 kg/jam (148.080,86 lb/jam)

c) Beban Panas Desain (Q)

- Desain = 106.495.851,08 kJ/jam = 100.938.054,00 Btu/jam

- Beban Panas per *Shell* () = = 16.823.009,00 Btu/jam

Selisih suhu ujung sistem penukar panas:

- $\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 258,62 - 137,17 = 121,45^\circ F$
- $\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 606,20 - 500,00 = 106,20^\circ F$

Perhitungan *Log Mean Temperature Difference* (ΔT_{LMTD}) keseluruhan:

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)}$$

$$LMTD = \frac{121,45 - 106,20}{\ln \left(\frac{121,45}{106,20} \right)} = \frac{15,25}{\ln(1,1436)} = 113,65^\circ F$$

Dalam konfigurasi yang melibatkan 3 penukar panas seri, faktor koreksi beda suhu (F_T) mendekati aliran *true counter-current* murni, sehingga nilai F_T dapat diasumsikan $\approx 1,0$ tanpa penalti efisiensi.

- $\Delta T_{LMTD, \text{terkoreksi}} = 113,65 \times 1,0 = 113,65^\circ F.$

d) Pemilihan Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan (U_D)

Sistem hidrokarbon yang beroperasi secara sekuensial dari fase gas campuran hingga kondensasi di *tube* dan pemanasan sensibel hingga penguapan di *Shell* memiliki nilai desain batas yang ketat. Merujuk pada standar perancangan termal modern untuk *Condenser / Vaporizer* hidrokarbon ringan-menengah, rentang U_D adalah 40 – 85 Btu/jam.ft².°F.

Ditetapkan asumsi *Design Overall Heat Transfer Coefficient* (U_D) = 60 Btu/jam.ft².°F.

e) Perhitungan Luas Area Perpindahan Panas (A)

Luas area perpindahan panas total untuk keseluruhan sistem (6 *Shell*):

$$A_{total} = \frac{Q_{total}}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A_{total} = \frac{100.938.054}{60 \times 113,65} = \frac{100.938.054}{6.819} = 14.802,47 \text{ ft}^2$$

Luas area perpindahan panas aktual per *Shell* (A_{shell}):

$$A_{shell} = \frac{A_{total}}{6} = \frac{14.802,47}{6} = 2.467,08 \text{ ft}^2$$

Nilai area 2.467 ft² per unit sangat rasional untuk instalasi fabrikasi HE standar industri yang direkomendasikan berada di bawah 5.000 ft².

f) Penentuan Spesifikasi *Tube* per *Shell*

- Luas Area per *Shell* (A_{shell}) = 2.467,08 ft²
- Dimensi *Tube* Standar = Dipilih berdasarkan standar *Tubular Exchanger Manufacturers Association* (TEMA) untuk fluida hidrokarbon dengan potensi *fouling*.
 - Diameter Luar (*Outside Diameter*, **OD**) = 1,00 in
 - Ketebalan (*Birmingham Wire Gauge*, BWG) = 16
 - Diameter Dalam (*Inside Diameter*, **ID**) = 0,870 in
 - Panjang *Tube* (**L**) = 20 ft
 - *Flow area per tube* (a'_t) = 0,594 in²

Luas permukaan per satuan panjang tabung (a'').

$$a'' = \frac{\pi \times OD}{12}$$

$$a'' = \frac{3,1416 \times 1,00}{12} = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah *tube* (N_t) yang dibutuhkan per *Shell*.

$$N_{t,shell} = \frac{A_{shell}}{L \times a''}$$

$$N_{t,shell} = \frac{2.467,08}{20 \times 0,2618} = 471,17 \approx 472 \text{ tb}$$

g) Penentuan Spesifikasi *Shell* per Unit

- Jumlah *Tube* (N_t) = 472 *tubes*.
- Pola Susunan (*Tube Pitch*, **P_T**) = 1,25 in *Square Pitch* (Pola bujur sangkar dipilih untuk memudahkan pembersihan mekanis sisi luar tabung yang dialiri *Naphtha*).
- *Clearance* (**C'**) = **P_T** – **OD** = 1,25 – 1,00 = 0,25 in.
- Jumlah *Pass Tube* (n_p) = 1 *pass*.

Estimasi Diameter Bundel *Tube* (D_b).

Menggunakan korelasi geometris untuk susunan *Square Pitch* 1 pass, nilai konstanta $K_1 = 0,215$ dan $n_1 = 2,207$.

$$D_b = OD \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}}$$

$$D_b = 1,00 \times \left(\frac{472}{0,215} \right)^{\frac{1}{2,207}} = (2.195,35)^{0,453} \approx 29,5 \text{ in}$$

Menentukan Diameter Dalam *Shell* (*Inside Diameter*, D_s).

Berdasarkan jarak ruang bebas (*bundle clearance*) standar untuk *Fixed Tubesheet* dengan diameter bundel ~30 inci, ditambahkan jarak sekitar 1,5 inci.

$$D_s = D_b + \text{Clearance Standar}$$

$$D_s = 29,5 + 1,5 = 31,0 \text{ in}$$

Menentukan Jarak Antar *Baffle* (*Baffle Spacing*, B).

Spasi penyekat umumnya ditetapkan antara 20% hingga 100% dari diameter *Shell* untuk meminimalisasi vibrasi dan mengoptimalkan *Pressure Drop*.

Ditetapkan asumsi desain $B = 0,5 \times D_s$.

$$B = 0,5 \times 31,0 = 15,5 \text{ in}$$

h) Evaluasi Kinerja Termal dan *Fouling Factor* (R_d)

- Massa Sisi *Tube* (W_t) = 67.168,37 kg/jam = 148.080,86 lb/jam (per cabang paralel).
- Massa Sisi *Shell* (W_s) = 67.168,37 kg/jam = 148.080,85 lb/jam (per cabang paralel).
- *Design Overall Heat Transfer Coefficient* (U_D) = 60 Btu/jam.ft².°F.
- Viskositas (μ), Konduktivitas Termal (k), *Specific Heat* (C_p), dan Densitas (ρ) pada suhu rata-rata (*kalorik*) diperoleh dari perhitungan properti termodinamika simulator atau tabel properties.

1. Perhitungan Sisi *Tube* (Fluida Panas - *Effluent*)

Luas Penampang Aliran *Tube* (a_t).

$$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n_p}$$

$$a_t = \frac{472 \times 0,594}{144 \times 1} = 1,947 \text{ ft}^2$$

Kecepatan Massa *Tube* (G_t).

$$G_t = \frac{W_t}{a_t}$$

$$G_t = \frac{148.080,86}{1,947} = 76.055,91 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Koefisien Film Dalam Tabung Terkoreksi (h_{io}).

Fluida mengalami kondensasi, dihitung h_i (koefisien film kondensasi) menggunakan korelasi *Boyko-Kruzhilin* atau grafik Kern untuk gas campuran yang mengembun, lalu dikoreksi ke diameter luar:

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

2. Perhitungan Sisi *Shell* (Fluida Dingin - *Naphtha*)

Luas Penampang Aliran Bebas / *Cross-Flow* (a_s).

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

$$a_s = \frac{31,0 \times 0,25 \times 15,5}{144 \times 1,25} = 0,667 \text{ ft}^2$$

Kecepatan Massa *Shell* (G_s).

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

$$G_s = \frac{148.080,85}{0,667} = 222.010,27 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Diameter Ekuivalen (D_e) untuk pola *Square Pitch*.

$$D_e = \frac{4 \times \left(P_T^2 - \frac{\pi \times OD^2}{4} \right)}{\pi \times OD}$$

$$D_e = \frac{4 \times \left(1,25^2 - \frac{3,1416 \times 1,00^2}{4} \right)}{3,1416 \times 1,00} = 0,99 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$$

i) Perhitungan *Clean Overall Coefficient* (U_C) dan *Fouling Factor* (R_d)

1. Data Aliran dan Asumsi Dasar

- U_D (Design Overall Coefficient): 60 Btu/jam.ft².°F (Ditetapkan pada langkah sebelumnya).
- Sisi Tube (Fluida Panas - *Effluent Reactor*): Mengalami proses kondensasi. Koefisien perpindahan panas di dalam pipa (h_i) dihitung berdasarkan korelasi kondensasi campuran gas hidrokarbon, yang kemudian dikoreksi terhadap diameter luar pipa (OD) untuk mendapatkan h_{io} .
- Sisi Shell (Fluida Dingin - *Combine Feed*): Mengalami proses pemanasan dan penguapan (*Vaporizing*). Koefisien perpindahan panas di luar pipa (h_o) dihitung menggunakan kurva Kern berdasarkan bilangan Reynolds (Re_s) sisi *Shell*.

2. Penentuan Koefisien Film Sisi Tube (h_{io})

Diketahui spesifikasi pipa: $OD = 1,00$ in dan $ID = 0,870$ in.

Berdasarkan hasil pembacaan kurva perpindahan panas kondensasi untuk *Effluent* hidrokarbon pada sisi *tube* (Fig. 24 / Fig. 28 Kern), diperoleh nilai

$$h_i = 206,89 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F.$$

Koreksi ke diameter luar (*Outside Diameter*):

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 206,89 \times \frac{0,870}{1,00}$$

$$h_{io} = 180,00 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

3. Penentuan Koefisien Film Sisi Shell (h_o)

Berdasarkan hasil pembacaan kurva perpindahan panas untuk penguapan *Combine Feed Naphtha* dengan aliran *cross-Flow* pada penampang *Shell* (Fig. 28 Kern), didapatkan koefisien film luar tabung:

$$h_o = 145,00 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

4. Clean Overall Heat Transfer Coefficient (U_c)

Nilai koefisien perpindahan panas keseluruhan dalam kondisi bersih (U_c) dihitung dengan menggabungkan tahanan termal dari sisi *tube* dan sisi *Shell*.

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{180,00 \times 145,00}{180,00 + 145,00}$$

$$U_c = \frac{26.100,00}{325,00}$$

$$U_c = 80,31 \text{ Btu/Jam.ft}^2\text{°F}$$

5. Faktor Pengotor / Foulings Factor (R_d)

Faktor pengotor (*Dirt Factor* / R_d) dihitung untuk mengetahui ketahanan alat terhadap penumpukan kerak dari hidrokarbon selama masa operasi pabrik sebelum pembersihan rutin (*maintenance*) diperlukan.

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = \frac{80,31 - 60,00}{80,31 \times 60,00}$$

$$R_d = \frac{20,31}{4.818,60}$$

$$R_d = 0,00421 \text{ jam.ft}^2\text{°F.Btu}$$

- R_d hitung = **0,00421 jam.ft²°F.Btu**
- R_d minimum standar (TEMA) untuk sistem *Light Hydrocarbon* / *Naphtha Vaporizer* berkisar pada **0,002 – 0,003 jam.ft²°F.Btu**

Nilai R_d hitung (0,00421) > R_d minimum yang diizinkan (0,003), maka secara termodinamika dan mekanika perpindahan panas, perancangan spesifikasi alat *Heat Exchanger* (HE-01) ini dinyatakan layak dan memenuhi syarat (*ACCEPTABLE*).

j) Evaluasi Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan tekanan dievaluasi untuk memastikan bahwa energi mekanis (pompa/*Compressor*) yang dibutuhkan untuk mendorong fluida melewati *Heat Exchanger* tidak melebihi batasan yang diizinkan (umumnya < 10 psi untuk fase gas/uap).

Konfigurasi adalah 3 *Shell* yang disusun seri pada masing-masing cabang, maka total *Pressure Drop* adalah $3 \times \Delta P$ per unit *Shell*.

1. Penurunan Tekanan Sisi *Tube* (ΔP_t) - *Effluent Reactor*

Berdasarkan parameter per unit *Shell* yang didapat sebelumnya:

- Kecepatan Massa *Tube* (G_t) = **76.055,91** lb/jam.ft²
- Diameter dalam *Tube* (D) = 0,870 in = **0,0725** ft
- Panjang *Tube* (L) = 20 ft
- Jumlah *Pass* (n_p) = 1
- *Specific Gravity* campuran hidrokarbon gas/kondensat (s_t) diasumsikan $\approx$ **0,80**.
- Faktor friksi (f_t) dari grafik Kern (Fig. 26) untuk $Re_t \approx$ **110.000** adalah **0,00018**.

Rumus *Pressure Drop* tabung (Persamaan Kern):

$$\Delta P_t = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s_t \cdot \phi_t}$$

Diasumsikan $\phi_t = 1$ (koreksi viskositas diabaikan untuk gas ringan):

$$\Delta P_{t,unit} = \frac{0,00018 \times (76.055,91)^2 \times 20 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0725 \times 0,80 \times 1}$$

$$\Delta P_{t,unit} = \frac{0,00018 \times 5.784.501.446 \times 20}{3.027.600.000}$$

$$\Delta P_{t,unit} = \frac{20.824.205,2}{3.027.600.000} = 0,0069 \text{ psi}$$

Total ΔP_t untuk 3 *Shell* seri = $3 \times 0,0069$ psi = **0,021psi**.

(Syarat $\Delta P_t < 10$ psi MEMENUHI).

2. Penurunan Tekanan Sisi *Shell* (ΔP_s) - *Feed Naphtha*

Berdasarkan parameter per unit *Shell*:

- Kecepatan Massa *Shell* (G_s) = **222.010,27** lb/jam.ft²
- Diameter *Shell* (D_s) = 31 in = **2,583** ft
- Diameter Ekuivalen (D_e) = 0,99 in = **0,0825** ft
- Jarak *Baffle* (B) = 15,5 in. Jumlah lintasan silang ($N + 1$) = $\frac{L \times 12}{B} = \frac{20 \times 12}{15,5} = \mathbf{15,48 \approx 16}$.
- *Specific Gravity* fluida uap *Naphtha* (s_s) diasumsikan rata-rata $\approx \mathbf{0,70}$.
- Faktor friksi (f_s) dari grafik Kern (Fig. 29) untuk $Re_s \approx \mathbf{36.600}$ adalah **0,0018**.

Rumus *Pressure Drop Shell*:

$$\Delta P_s = \frac{f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s_s \cdot \phi_s}$$

$$\Delta P_{s,unit} = \frac{0,0018 \times (222.010,27)^2 \times 2,583 \times 16}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0825 \times 0,70 \times 1}$$

$$\Delta P_{s,unit} = \frac{0,0018 \times 49.288.560.000 \times 41,328}{3.014.550.000}$$

$$\Delta P_{s,unit} = \frac{3.666.195.000}{3.014.550.000} = \mathbf{1,216 \text{ psi}}$$

Total ΔP_s untuk 3 *Shell* seri = $3 \times \mathbf{1,216 \text{ psi}} = \mathbf{3,648 \text{ psi}}$.

(Syarat $\Delta P_s < \mathbf{10 \text{ psi}}$ MEMENUHI).

Perancangan Mekanik: Tebal *Shell* (*Shell Thickness*)

Ketebalan *Shell* dihitung untuk menahan tekanan operasi hidrokarbon bersuhu Tinggi. Acuan perancangan menggunakan standar ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VIII, Division 1.

Spesifikasi Mekanik & Asumsi Operasi

- Material Konstruksi: *Carbon Steel* SA-516 Grade 70 (Direkomendasikan untuk *pressure vessel* pengolahan migas suhu sedang-Tinggi hingga $\sim \mathbf{650^\circ F}$).
- Tekanan Operasi (P_{op}): Diasumsikan $\approx \mathbf{400 \text{ psi}}$

- Tekanan Desain (**P**): Tekanan operasi ditambah *safety factor* 10-20% atau +50 psi. Maka ditetapkan **P = 500** psi
- Jari-jari Dalam *Shell* (**R**): $D_s/2 = 31 \text{ in}/2 = 15,5 \text{ in}$.
- Tegangan Tarik Maksimum Material (**S**): Untuk SA-516 Gr 70 pada suhu desain $\sim 600^{\circ}\text{F}$ adalah ≈ 17.500 psi.
- Efisiensi Sambungan Las (*Joint Efficiency*, **E**): Ditetapkan **0,85** (Untuk pengelasan *Double-welded butt joint* dengan inspeksi *spot radiograph*).
- Faktor Korosi (*Corrosion Allowance*, **C**): Untuk hidrokarbon sulfida *Naphtha*, direkomendasikan standar **0,125** in (1/8 in).

Perhitungan Tebal Minimum *Shell* (**t_s**)

Menurut *ASME Section VIII Div 1 (UG-27)*, ketebalan *Shell* silindris dirumuskan sebagai:

$$t_s = \frac{P \times R}{(S \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

Substitusi nilai ke dalam formula:

$$t_s = \frac{500 \times 15,5}{(17.500 \times 0,85) - (0,6 \times 500)} + 0,125$$

$$t_s = \frac{7.750}{14.875 - 300} + 0,125$$

$$t_s = \frac{7.750}{14.575} + 0,125$$

$$t_s = 0,531 \text{ in} + 0,125 \text{ in} = 0,656 \text{ in}$$

Pemilihan Tebal Standar (Standardisasi Fabrikasi)

Tebal minimum mekanis adalah **0,656** inci, maka dipilih pelat baja dengan ketebalan standar komersial di atasnya.

- Tebal *Shell* Standar yang Digunakan: $\frac{3}{4}$ in (0,750 inci).

3. Spesifikasi Desain *Furnace* (19FN-01)

a) Fungsi: Memanaskan umpan *Naphtha* dari suhu 260°C menjadi suhu 320°C dengan pemanas gas bakar dalam *Furnace*.

b) Tipe Alat: Cylindrical *Furnace*.

c) Kondisi Operasi

- Laju Alir Umpan Total: 134.336,74 kg/jam
- Suhu Masuk (T_{in}): 260°C (533,15 K)
- Suhu Keluar (T_{out}): 320°C (593,15 K)
- Suhu Referensi (T_{ref}): 25°C (298,15 K)

d) Neraca Panas

Beban Panas *Furnace* (Q_t) disuplai dari perhitungan neraca panas sebelumnya.

$$Q_t = 15.699.993,2 \text{ kJ/jam}$$

Konversi ke satuan BTU/jam (1 kJ = 0,947817 BTU):

$$Q_d \text{ (Heat Duty)} = 15.699.993,2 \times 0,947817 = 14.880.721 \text{ BTU/jam}$$

Table 3.1 Tabel Parameter Desain *Furnace*

Parameter	Nilai	Satuan
Total Heat Duty (Q_d)	14.880.721	BTU/jam
Efisiensi Thermal	80	%
<i>Net Heat Release</i> (Q_n)	18.600.901	BTU/jam
Beban Seksi Radiasi (Q_r)	14.880.721	BTU/jam
Beban Seksi Konveksi (Q_c)	0	BTU/jam
<i>Heat Flux</i> Radiasi	12.000	BTU/jam.ft ²

e) Distribusi Beban Panas

- Seksi Radiasi (Q_r) Diasumsikan besarnya panas Seksi Radiasi = 100% Q_d .

$$Q_r = 1 \times 14.880.721 = 14.880.721 \text{ BTU/jam}$$

- Seksi Konveksi (Q_c)

$$Q_c = 0 \text{ BTU/jam}$$

- *Net Heat Release* (Q_n) Besarnya *Heat Duty* adalah 80% dari *Net Heat Release* (Efisiensi 80%).

$$Q_n = \frac{Q_d}{0,80}$$

$$Q_n = \frac{14.880.721}{0,8} = 18.600.901 \text{ BTU/jam}$$

$$(\approx 19.620.528 \text{ kJ/jam})$$

- Kebutuhan Massa Bahan Bakar (M_{fuel}) *Hea Value* (HV) Fuel Gas: Diasumsikan 21.500 BTU/lb (Nilai tipikal LHV untuk gas alam/metana).

$$M_{fuel} = \frac{Q_n}{HV}$$

$$M_{fuel} = \frac{18.600.901}{21.500} = 865,16 \text{ lb/jam}$$

Konversi ke Kilogram (1 lb = 0,453592 kg):

$$M_{fuel} = 392,43 \text{ kg/jam}$$

f) Kebutuhan Udara & Flue Gas

Bahan bakar gas (terutama Metana, CH_4), kebutuhan udara secara stoikiometri berbeda dengan minyak. Rasio Udara: Secara teoritis, 1 lb gas metana membutuhkan ~17,2 lb udara. Dengan Excess Air 25%, rasio menjadi $\approx 21,55$ lb Udara / lb Bahan Bakar.

- Kebutuhan Udara Pembakaran (M_{udara})

$$M_{udara} = 21,55 \times M_{fuel}$$

$$M_{udara} = 21,55 \times 865,16 = 18.644,2 \text{ lb/jam}$$

$$(\approx 8.456,8 \text{ kg/jam})$$

- Total Kecepatan Massa Flue Gas (M_{fg})

$$M_{fg} = M_{fuel} + M_{udara}$$

$$M_{fg} = 865,16 + 18.644,2 = 19.509,36 \text{ lb/jam}$$

$$(\approx 8.849,3 \text{ kg/jam})$$

g) Perhitungan Dimensi *Furnace*

Seksi Radiasi (Radiant Section)

- Data Desain:

1. Heat Duty Radiasi (Q_r): 14.880.721 BTU/jam.
2. Heat Flux (q): 12.000 BTU/jam.ft².
3. Luas Area Radiasi yang Dibutuhkan (A_{rad}):

$$A_{rad} = \frac{Q_r}{q} = \frac{14.880.721}{12.000} = 1.240,06 \text{ ft}^2$$

- Penentuan Suhu Dinding Pipa: Menggunakan suhu rata-rata fluida (T_{avg}) untuk estimasi awal.

1. $T_{in} = 260^\circ\text{C} = 500^\circ\text{F}$

2. $T_{out} = 320^\circ\text{C} = 608^\circ\text{F}$

$$T_{rata-rata} = \frac{500 + 608}{2} = 554^\circ\text{F}$$

Suhu dinding pipa (T_{wall}) diasumsikan 100°F lebih Tinggi dari suhu fluida:

$$T_{wall} = 554 + 100 = 654^\circ\text{F}$$

- Pemilihan & Susunan Pipa:

1. Ukuran Pipa: 8 inch NPS (OD = 8.625 inch, digunakan 8.5 inch untuk perhitungan praktis).
2. Pitch (Jarak antar pusat pipa): $2 \times OD = 2 \times 8,5 = 17$ inch (1,417 ft).
3. Panjang Efektif Pipa (L): 112 ft.
4. Faktor Luas Permukaan Terlihat (Art''): Susunan pipa dengan jarak 2xOD di depan dinding refraktori, luas efektif adalah setengah dari luas keliling. $Art'' = 1,112 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

- Perhitungan Jumlah Pipa (N_t):

1. Luas permukaan terlihat per satu pipa (A_{tube}):

$$A_{tube} = Art'' \times L$$

$$A_{tube} = 1,112 \times 112 = 124,544 \text{ ft}^2$$

2. Jumlah pipa yang dibutuhkan (N_{calc}):

$$N_{calc} = \frac{A_{rad}}{A_{tube}}$$

$$N_{calc} = \frac{1.240,06}{124,544} = 9,95 \text{ batang}$$

3. Jumlah Pipa Aktual (N_t): Dibulatkan ke bilangan genap terdekat untuk simetri konstruksi.

$$N_t = 10 \text{ Pipa}$$

h) Dimensi Fisik *Furnace* (Physical Dimensions)

Diasumsikan tipe *Cylindrical Vertical Furnace* (Silinder Tegak) sesuai deskripsi awal. Pipa disusun melingkar vertikal (Vertical Tube Layout).

1. Diameter Lingkaran Pipa (Coil Circle Diameter / PCD): Keliling lingkaran pipa adalah jumlah pipa dikalikan pitch.

$$Keliling(P) = N_t \times Pitch$$

$$P = 10 \times 1,417 \text{ ft} = 14,17 \text{ ft}$$

Maka Diameter Lingkaran Pipa (D_{coil}):

$$D_{coil} = \frac{P}{\pi} = \frac{14,17}{3,1416} = 4,51 \text{ ft}$$

2. Dimensi *Shell Furnace* (Perkiraan):

- Diameter Dalam *Furnace* ($ID_{furnace}$) $\approx D_{coil} + \text{Clearance}$ (asumsi 12 ft) = 16,51 ft.
- Tinggi *Furnace* ($H_{furnace}$): Sesuai panjang pipa + ruang *Header*.

$$H_{furnace} \approx L = 112 \text{ ft}$$

i) Evaluasi Suhu *Fire Box* (Check Design)

Evaluasi ini bertujuan memastikan fluks panas aktual dan suhu gas pembakaran (T_g) sesuai dengan asumsi desain.

- Perhitungan *Area Cold Plane* (A_{cp})

Cold Plane Area adalah proyeksi luas area pipa yang menyerap panas (sebagai bidang datar).

$$A_{cp} = N_t \times Pitch \times L$$

$$A_{cp} = 10 \times 1,417 \text{ ft} \times 112 \text{ ft}$$

$$A_{cp} = 1.587,04 \text{ ft}^2$$

- Area Efektif *Cold Plane* (αA_{cp}): Menggunakan faktor absorptivitas (α) dari Fig. 1-18 (Evans). Faktor $\alpha = 0,90$.

$$\alpha A_{cp} = 0,90 \times 1.587,04 = 1.428,34 \text{ ft}^2$$

- Perhitungan Heat Flux Terkoreksi: Menggunakan metode Lobo & Evans.
- 1. *Net Heat Release* (Q_n): 18.600.901 BTU/jam.
- 2. Exchange Factor (F): Diasumsikan (0,945).
- 3. Persamaan Beban Panas:

$$\text{Flux Desain} = \frac{Q_n}{\alpha A_{cp} \times F}$$

$$\text{Flux Desain} = \frac{18.600.901}{1.428,34 \times 0,945}$$

$$\text{Flux Desain} = 13.780,7 \text{ BTU/jam.ft}^2$$

4. Prediksi Suhu Gas Keluar Fire Box (T_g): Berdasarkan korelasi grafik (Fig 1-11) dengan Flux ~ 13.780 dan Suhu Dinding $\sim 654^\circ\text{F}$: Estimasi Suhu Gas (T_g) $\approx 1350 - 1400^\circ\text{F}$ ($732 - 760^\circ\text{C}$). Suhu ini cukup Tinggi untuk memberikan ΔT yang memadai terhadap suhu fluida proses (608°F), sehingga transfer panas radiasi akan berlangsung efektif

j) Perancangan Mekanik Pipa (*Tube Thickness*)

Pipa radiasi harus mampu menahan tekanan proses sekaligus suhu Tinggi. Mengingat fluida yang diproses mengandung *Naphtha* dan gas *Hydrogen* pada suhu Tinggi, material standar *Carbon Steel* rentan terhadap serangan *Hydrogen* (HTHA). Material yang dipilih adalah *Stainless Steel SA-312 TP321*.

- Tekanan Operasi (P_{op}): 21,5 atm $\approx$ 316 psi
- Tekanan Desain (P_d): Tekanan operasi ditambah *safety factor* 20%
 $P_d = 1,2 \times 316 = 379,2 \text{ psi}$
- Suhu Desain Dinding Pipa (T_{wall}): 654°F
- Diameter Luar Pipa (OD): 8,625 inchi (Pipa 8 inch NPS)
- Allowable Stress (S): 15.900 psi (untuk SS TP321 pada 650°F)
- Efisiensi Sambungan (E): 1,0 (Pipa *Seamless*)
- Faktor Material (Y): 0,4 (Suhu di bawah 900°F)
- Corrosion Allowance (C): 0,125 inchi

Tebal pipa (t) dihitung menggunakan persamaan standar ASME B31.3:

$$t = \frac{P_d \cdot OD}{2 \cdot (S \cdot E + P_d \cdot Y)} + C$$

$$t = \frac{379,2 \times 8,625}{2 \cdot (15.900 \times 1,0 + 379,2 \times 0,4)} + 0,125$$

$$t = \frac{3.270,6}{2 \cdot (15.900 + 151,68)} + 0,125$$

$$t = \frac{3.270,6}{32.103,36} + 0,125$$

$$t = 0,101 + 0,125 = 0,226 \text{ inchi}$$

k) Standarisasi Pipa:

Berdasarkan tabel pipa standar untuk NPS 8 inch, dipilih Schedule 40 yang memiliki ketebalan dinding 0,322 inchi. (Karena **0,322** > **0,226**, maka pipa aman digunakan).

l) Perancangan Ketebalan *Shell* (Casing *Furnace*)

Bagian dalam *firebox* beroperasi pada kondisi *natural draft* (tekanan sedikit di bawah 1 atm atau mendekati tekanan atmosfer).

Menurut standar API 560 (*Fired Heaters for General Refinery Service*):

- Ketebalan pelat baja minimum untuk *casing* silinder adalah 1/4 inchi (6,35 mm).
- Material yang digunakan: Pelat Baja Karbon Struktural SA-36 atau SA-283 Grade C.

Spesifikasi *Shell*:

- Diameter Luar *Shell*: 16,51 ft (5,03 meter)
- Tinggi *Shell*: 112 ft (34,1 meter)
- Tebal Casing Pelat: 1/4 inchi (6,35 mm)

m) Perancangan Kebutuhan Insulasi (Refractory)

Insulasi (bata tahan api) diperlukan untuk menjaga efisiensi termal dan memastikan suhu dinding luar *casing* aman disentuh oleh operator (maksimal 60°C).

- Suhu gas dalam Firebox (T_{in}): ~760°C (1400°F)
- Target Suhu Dinding Luar (T_{out}): 60°C
- Suhu Lingkungan/Udara Sekitar (T_{amb}): ~30°C

- Koefisien Konveksi Udara Luar (h_o): 10 W/m²·K
- Material Insulasi: *Ceramic Fiber Blanket* (Konduktivitas termal, k = 0,08 W/m·K pada suhu Tinggi)

Laju perpindahan panas lepas (*Heat Loss*) ke lingkungan (q)

Berdasarkan hukum pendinginan Newton di dinding luar:

$$q = h_o \cdot (T_{out} - T_{amb})$$

$$q = 10 \cdot (60 - 30) = 300 \text{ W/m}^2$$

Ketebalan insulasi (x)

Berdasarkan hukum konduksi *Fourier* (*steady-state* 1 dimensi dinding datar):

$$q = \frac{k \cdot (T_{in} - T_{out})}{x}$$

$$x = \frac{k \cdot (T_{in} - T_{out})}{q}$$

$$x = \frac{0,08 \cdot (760 - 60)}{300}$$

$$x = \frac{0,08 \cdot 700}{300} = \frac{56}{300}$$

$$x = 0,186 \text{ meter} = 18,6 \text{ cm}$$

Ketebalan insulasi teoritis yang dibutuhkan adalah 18,6 cm. Dalam spesifikasi alat aktual, dapat digunakan ketebalan komersial standar sebesar 20 cm (sekitar 8 inchi) yang terdiri dari kombinasi *insula firebrick* dan *ceramic fiber* untuk memastikan *casing* bagian luar tetap dingin.

4. Spesifikasi *Reactor* (19R-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi katalitik antara *Naphtha* dan gas *Hydrogen* untuk mengkonversi senyawa sulfur, nitrogen, olefin menjadi gas H_2S dan NH_3 dan senyawa yang stabil.

Jenis *Reactor*: *Vapor-Phase Fixed Bed Catalytic Reactor / Packed Bed Reactor*

Dasar Pemilihan:

1. Reaksi berlangsung murni pada fasa uap (gas) seluruhnya.
2. Model unggun tetap (*fixed bed*) sangat cocok dan andal untuk reaksi kontinyu skala besar yang melibatkan katalis padat.
3. Tetes tekanan (*Pressure Drop*) yang dihasilkan lebih rendah dan desain internal yang lebih sederhana dibandingkan tipe unggun terfluidisasi.

b) Kondisi Operasi dan Sifat Fisis

Berdasarkan perhitungan neraca massa dan energi:

- Sifat Reaksi: Eksotermis
- Tekanan Operasi (P_{op}): $21,5 \text{ kg/cm}^2 \approx 21,08 \text{ atm}$
- Suhu Masuk (T_{in}): 320°C ($593,15 \text{ K}$)
- Suhu Keluar (T_{out}): 319°C ($592,15 \text{ K}$)
- Suhu Desain / Evaluasi (T_{eval}): Asumsi kondisi maksimum desain pada 320°C
- Laju Alir Total (G): $134.336,74 \text{ kg/jam}$ ($37.315,76 \text{ g/s}$)
- Total Laju Mol Gas (N_T): $3.368,69 \text{ kmol/jam}$ (dari neraca mol aktual)
- Viskositas Gas Campuran (μ): $0,00054 \text{ g/cm.s}$ (Data literatur *Naphtha*/ H_2 pada suhu desain)

c) Spesifikasi Katalis

- Katalis komersial yang digunakan untuk proses *Naphtha Hydrotreating*:
- Jenis: Nikel / Molybdenum on Alumina Base ($Ni/Mo/Al_2O_3$)
- Bentuk: Pellet Ekstrudat Silinder
- Densitas Bulk Katalis (ρ_b): $0,68 \text{ g/cm}^3 \approx 680 \text{ kg/m}^3$
- Ukuran: Diameter (D) = $0,375 \text{ cm}$; Tinggi (H) = $0,375 \text{ cm}$

- Diameter Partikel Ekuivalen (D_p):

$$V_{\text{pellet}} = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{3,14 \times (0,375)^2 \times 0,375}{4} = 0,0414 \text{ cm}^3$$

$$D_p = \left(\frac{6 \times V_{\text{pellet}}}{\pi} \right)^{1/3} = \left(\frac{6 \times 0,0414}{3,14} \right)^{1/3} = 0,429 \text{ cm}$$

d) Perhitungan Dimensi *Reactor*

1. Properti Gas dan Volumetrik

Berat Molekul Campuran (BM_{avg}):

$$BM_{\text{avg}} = \frac{G}{N_T} = \frac{134.336,74 \text{ kg/jam}}{3.368,69 \text{ kmol/jam}} = 39,878 \text{ kg/kmol}$$

Densitas Gas (ρ_g):

$$\rho_g = \frac{P_{op} \cdot BM_{\text{avg}}}{R \cdot T} = \frac{21,08 \text{ atm} \cdot 39,878}{0,08206 \text{ L.atm/(mol.K)} \cdot 593,15 \text{ K}} \\ = 17,27 \text{ kg/m}^3 = 0,01727 \text{ g/cm}^3$$

Laju Alir Volumetrik Gas (F_v):

$$F_v = \frac{G(g/s)}{\rho_g(g/cm^3)} = \frac{37.315,76}{0,01727} = 2.160.727 \text{ cm}^3/s$$

2. Volume Tumpukan Katalis (*Bed Volume*)

Volume Gas Terikat (V_{gas}): Waktu gal (*residence time*, θ) referensi untuk konversi efektif adalah 13,33 detik.

$$V_{\text{gas}} = F_v \times \theta = 2.160.727 \times 13,333 = 28.809.000 \text{ cm}^3$$

Volume *Bed* Aktual (V_{bed}): Dengan asumsi porositas *bed* 0,65.

$$V_{\text{bed}} = \frac{V_{\text{gas}}}{0,65} = \frac{28.809.000}{0,65} = 44.321.538 \text{ cm}^3 = 44,32 \text{ m}^3$$

3. Diameter *Reactor* (ID)

Kecepatan fluks massa (G_t) ditentukan dari kriteria aliran turbulen dalam *packed bed* dengan Bilangan Reynold (Re) desain ≈ 40.000 untuk menghindari pembentukan area pemanasan lokal (*hotspot*).

Fluks Massa (G_t):

$$Re = \frac{50,5 \cdot D_p \cdot G_t}{\mu}$$

$$G_t = \frac{40.000 \cdot 0,00054}{50,5 \cdot 0,429} = 0,997 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

Luas Penampang Aktual (A_t):

$$A_t = \frac{G \text{ (g/s)}}{G_t} = \frac{37.315,76}{0,997} = 37.428 \text{ cm}^2$$

Diameter Dalam *Reactor* (ID):

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 37.428}{3,14}} = 218,30 \text{ cm} \approx 85,94 \text{ in}$$

Dipilih diameter ukuran standar komersial: $ID = 86 \text{ in}$ (218,44 cm).

(Luas Penampang Koreksi / $A_{t,koreksi} = 37.476 \text{ cm}^2$).

4. Tinggi *Reactor* Total

Tinggi *Bed* Katalis (L_{bed}):

$$L_{bed} = \frac{V_{bed}}{A_{t,koreksi}} = \frac{44.321.538}{37.476} = 1.182,6 \text{ cm} \approx 11,83 \text{ m}$$

Tinggi *Head* Atas dan Bawah:

Jenis *Head* yang dipilih adalah *Elliptical Dished Head* 2:1.

Tinggi satu buah *Head* (H_{head}) = $0,25 \cdot ID = 0,25 \cdot 218,44 = 54,61 \text{ cm}$.

Tinggi Total *Reactor* (L_{total}):

$$L_{total} = L_{bed} + (2 \cdot H_{head}) = 11,83 + (2 \cdot 0,546) = 12,92 \text{ m}$$

e) Perhitungan Tebal Dinding (*Mechanical Design*)

1. Desain Material dan Tekanan

- Material *Shell* dan *Head*: Carbon Steel SA 285 Grade C.
- Tekanan Operasi (P_{op}): $21,5 \text{ kg/cm}^2 = 316 \text{ psi}$.
- Tekanan Desain (P_d): Direkomendasikan *overdesign* 20% dari tekanan operasi untuk aspek keselamatan *Reactor* eksotermis *Hydrogen*.

$$P_d = 1,2 \cdot 316 = 379,2 \text{ psi}$$

- Tegangan Izin Material / *Allowable Stress* (S): 13.750 psi (Pada spesifikasi evaluasi 320°C).
- Efisiensi Sambungan Las (E): 0,85 (*Double welded butt joint, fully radiographed*).

- Faktor Korosi / *Corrosion Allowance* (**C**): 0,125 in.
- Jari-jari Dalam Aktual (**r**): $\frac{86 \text{ in}}{2} = 43 \text{ in}$.

2. Tebal Dinding Silinder (*Shell Thickness, t_s*)

Berdasarkan persamaan desain kode ASME Section VIII Div. 1:

$$t_s = \frac{P_d \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C$$

$$t_s = \frac{379,2 \cdot 43}{13.750 \cdot 0,85 - (0,6 \cdot 379,2)} + 0,125$$

$$t_s = \frac{16.305,6}{11.687,5 - 227,5} + 0,125$$

$$t_s = 1,422 + 0,125 = 1,547 \text{ in}$$

Ketebalan *Shell* distandarisasi menggunakan ketebalan pelat baja komersial: $1\frac{5}{8}$ in (1,625 in). Diameter Luar *Reactor* (**OD**) menjadi **86 + (2 · 1,625) = 89,25 in**.

3. Tebal Head (*Head Thickness, t_h*)

Elliptical Head tipe 2:1, persamaan tebal menurut standar ASME:

$$t_h = \frac{P_d \cdot ID}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} + C$$

$$t_h = \frac{379,2 \cdot 86}{2 \cdot 13.750 \cdot 0,85 - (0,2 \cdot 379,2)} + 0,125$$

$$t_h = \frac{32.611,2}{23.375 - 75,84} + 0,125$$

$$t_h = 1,400 + 0,125 = 1,525 \text{ in}$$

Ketebalan *Head* distandarisasi menggunakan pelat komersial: $1\frac{5}{8}$ in (1,625 in).

4. Desain *Skirt Support* (Penyangga *Reactor*)

Rasio perbandingan **L_{total}/OD** dari *Reactor* Tinggi, digunakan tipe penopang bersumbu silindris vertikal (*skirt support*) berbahan sama dengan *Shell* (SA 285 Grade C).

A. Estimasi Berat Total *Reactor* Beban Puncak (**W_{total}**)

Beban puncak (*opera weight*) terdiri dari berat *Shell* silinder, berat dua buah *Head*, dan berat spesifik unggun katalis di dalamnya.

1. Berat *Shell* Silinder (W_{shell}):

$$\rho_{steel} \approx 490 \text{ lb/ft}^3 \text{ atau } 7.850 \text{ kg/m}^3.$$

$$OD = 89,25 \text{ in} = 2,267 \text{ m}$$

$$ID = 86 \text{ in} = 2,184 \text{ m}$$

$$L_{bed} = 11,83 \text{ m}$$

$$\text{Volume } Shell = \frac{\pi}{4} \cdot (OD^2 - ID^2) \cdot L_{bed}$$

$$\text{Volume } Shell = \frac{3,14}{4} \cdot (2,267^2 - 2,184^2) \cdot 11,83$$

$$= 0,785 \cdot (5,139 - 4,770) \cdot 11,83 = 3,43 \text{ m}^3$$

$$W_{shell} = 3,43 \text{ m}^3 \times 7.850 \text{ kg/m}^3 = 26.925 \text{ kg}$$

2. Berat 2 *Head* (W_{head}): (Estimasi berdasar ketebalan plat dished)

Berdasarkan rujukan tipikal untuk $OD \approx 2,2 \text{ m}$ dan $t = 1,625 \text{ in}$, berat satu *Head* $\approx 2.500 \text{ kg}$.

$$\text{Total } W_{head} = 2 \times 2.500 = 5.000 \text{ kg}.$$

3. Berat Katalis Aktual ($W_{catalyst}$):

$$W_{catalyst} = V_{bed} \times \rho_B = 44,32 \text{ m}^3 \times 680 \text{ kg/m}^3 = 30.138 \text{ kg}.$$

4. Beban Operasional Total *Reactor* (W_{total}):

$$W_{total} = W_{shell} + W_{head} + W_{catalyst} = 26.925 + 5.000 + 30.138 = 62.063 \text{ kg} \approx 136.825 \text{ lb}.$$

- B. Analisis Tegangan Aksial Skirt (t_{skirt})

Tegangan akibat beban mati kompresi (S_w):

$$S_w = \frac{W_{total}}{\pi \cdot OD_{skirt} \cdot t_{skirt}}$$

Diasumsikan *skirt* lurus bersambung dengan *Shell* ($OD_{skirt} = OD_{shell} = 89,25 \text{ in}$).

Beban kompresi yang diizinkan (*allowable compressive stress*) untuk silinder baja karbon pada 320°C umumnya disyaratkan maksimal $\frac{1}{3} S_{allowable} \approx 4.580$ psi.

$$t_{skirt(kompresi)} = \frac{136.825}{3,14 \cdot 89,25 \cdot 4.580} = \frac{136.825}{1.283.743} = 0,106 \text{ in}$$

Sebagai penahan beban tegangan tambahan (angin/gempa) menurut ASME, *corrosion allowance* (0,125 in) juga wajib ditambahkan. Nilai tebal pelat struktur untuk *skirt Reactor* komersial kelas *heavy* direkomendasikan memiliki minimum ketebalan mekanik rasional sekitar **0,5** in agar rigid.

Maka, dipilih pelat baja tebal standar struktural untuk penyangga *skirt*: $\frac{3}{4}$ in (0,75 in) dengan rasio Tinggi penyangga ke elevasi pipa masuk (umumnya 2 - 3 meter dari pondasi).

5. Spesifikasi *Partial Condenser* (19CD-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi : Proses pendinginan produk *Reactor* agar terjadi *partial condensation* sebelum masuk ke *High Pressure Separator*.

Tipe Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Dasar Pemilihan Alat:

- Memiliki luas area perpindahan panas yang besar dan efisien.
- Cocok untuk proses yang melibatkan perubahan fase cairan-gas (*partial condensation*).
- Konstruksi kuat untuk menahan tekanan operasi (19 Kg/cm²).

b) Kondisi Operasi

Parameter operasi berdasarkan data umpan dan spesifikasi target yang ditetapkan:

Tabel 5.1 Tabel Kondisi Operasi *Partial Condenser* (CD-01)

Parameter	Proses (<i>Shell</i>)	Pendingin (<i>Tube</i>)
Fluida	Campuran Hidrokarbon	Air Pendingin
<i>Flowrate</i>	134.336,75 kg/jam	613.181 kg/jam
Suhu Masuk (T_{in}/t_{in})	125,9°C (258,6°F)	30°C (86°F)
Suhu Keluar (T_{out}/t_{out})	70°C (158°F)	50°C (122°F)
Tekanan Operasi	19 Kg/cm ²	-
Beban Panas (Q)	51.345.276,52 kJ/jam	≈48.666.000 BTU/jam

(Konversi Beban Panas 1 kJ ≈ 0.9478 BTU)

c) Neraca Panas *Partial Condenser*(CD-01)

Berdasarkan Tabel Neraca Panas, rincian beban panas yang diserap oleh pendingin adalah sebagai berikut:

Tabel 5.2 Neraca Panas *Partial Condenser*(CD-01)

No	Komponen / Aliran	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
A	Aliran Beban Panas (CD-01)		
1	Panas Sensibel Campuran	13.749.796,12	
2	Panas Laten Kondensasi	37.595.480,40	

	Beban Panas Condenser (Q_{serap})		51.345.276,52
	Total	51.345.276,52	51.345.276,52

d) Perhitungan Spesifikasi Alat (Metode Kern)

Metode Kern dengan asumsi trial *Overall Heat Transfer Coefficient* (U_d)

1. *Log Mean Temperature Difference* (LMTD)

- Hot Fluid (Proses): Masuk = **258,6°F**, Keluar = **158°F**
- Cold Fluid (Pendingin): Keluar = **122°F**, Masuk = **86°F**

Perhitungan selisih suhu:

- $\Delta t_1 = 258,6 - 122 = 136,6^\circ F$
- $\Delta t_2 = 158 - 86 = 72^\circ F$

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)}$$

$$LMTD = \frac{136,6 - 72}{\ln(136,6/72)}$$

$$LMTD = \frac{64,6}{0,6405} = 100,87^\circ F$$

2. Penentuan Luas Transfer Panas (A)

Menggunakan nilai *Trial Design Overall Coefficient* (U_d) untuk kondensasi campuran hidrokarbon-air:

Trial $U_d = 50$ BTU/jam.ft².F

$$A_{req} = \frac{Q_c}{U_d \times LMTD}$$

$$A_{req} = \frac{48.666.000}{50 \times 100,87} = 9.649,25 \text{ ft}^2$$

3. Pemilihan Tube (Standard Kern)

Berdasarkan spesifikasi standar tabung yang umum digunakan:

OD = 0,75 inch (16 BWG)

Panjang (L) = **20 ft**

$a_t'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Menghitung jumlah tube yang dibutuhkan (N_t):

$$N_t = \frac{A_{req}}{L \times a_t''}$$

$$N_t = \frac{9.649,25}{20 \times 0,1963}$$

$$N_t = 2.457,7 \text{ buah tube}$$

$$\text{Dipilih: } N_t = 2.458 \text{ Tube}$$

$$\text{Pola: Square Pitch } (P_T = 1 \text{ inch})$$

$$\text{Koreksi Area Aktual } (A_{akt}):$$

$$A_{akt} = 2.458 \times 20 \times 0,1963 = 9.645 \text{ ft}^2$$

4. Koreksi U_d Aktual

$$U_{d_akt} = \frac{Q}{A_{akt} \times LMTD}$$

$$U_{d_akt} = \frac{48.666.000}{9.645 \times 100,87} \approx 50 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

5. Perhitungan Sisi Tube (Air Pendingin / *Cooling Water*)

a. Data Parameter Operasi

Berdasarkan neraca panas dan kondisi operasi yang telah ditetapkan:

- Beban Panas Kondensor (Q_c) = 51.345.276,52 kJ/jam
- Suhu Air Pendingin Masuk (t_{in}) = 30 °C
- Suhu Air Pendingin Keluar (t_{out}) = 50 °C
- Kapasitas Panas Spesifik Air (Cp_w) = 4,184 kJ/kg.°C

b. Persamaan Neraca Panas

Kebutuhan massa air pendingin (m_w) dihitung menggunakan persamaan perpindahan panas sensibel, di mana panas yang dilepaskan oleh fluida proses (campuran hidrokarbon) diasumsikan terserap sepenuhnya oleh air pendingin tanpa ada kehilangan panas ke lingkungan ($Heat Loss = 0$).

$$Q_c = m_w \cdot Cp_w \cdot \Delta t$$

$$m_w = \frac{Q_c}{Cp_w \cdot (t_{out} - t_{in})}$$

$$m_w = \frac{51.345.276,52}{4,184 \cdot (50 - 30)}$$

$$m_w = \frac{51.345.276,52}{4,184 \cdot 20}$$

$$m_w = \frac{51.345.276,52}{83,68}$$

$$m_w = 613.590,78 \text{ kg/jam}$$

- *Flow Area Sisi Tube (a_t)*

Luas penampang aliran per tube (a'_t) untuk OD 0,75" (16 BWG) adalah **0,302 in²**.

$$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$$

$$a_t = \frac{2.458 \times 0,302}{144 \times 2} = 2,577 \text{ ft}^2$$

- *Mass Velocity (G_t) dan Kecepatan (V)*

$$G_t = \frac{W_c}{a_t} = \frac{1.351.833}{2,577} = 524.576 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Densitas air pada **104°F** $\approx 62,4 \text{ lb/ft}^3$.

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho} = \frac{524.576}{3600 \times 62,4} = 2,33 \text{ ft/s (fps)}$$

- *Reynolds Number (Re_t)*

Diameter dalam (ID) tube = **0,62 inch = 0,0517 ft**.

Viskositas air pendingin pada **104°F** (μ) $\approx 0,65 \text{ cP} = 1,573 \text{ lb/ft.hr}$.

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} = \frac{0,0517 \times 524.576}{1,573} = 17.239 \text{ (Turbulen)}$$

- *Heat Transfer Coefficient (h_i dan h_{io})*

Berdasarkan korelasi Sieder-Tate atau grafik standar Kern untuk air pendingin pada kondisi turbulen, diperoleh nilai **$h_i \approx 695 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$** .

Koreksi nilai **h_i** terhadap diameter luar tube (OD) untuk mendapatkan **h_{io}** :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 695 \times \frac{0,62}{0,75} = 574,5 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

6. Perhitungan Sisi *Shell* (Fluida Proses Campuran Hidrokarbon)

Mekanisme yang terjadi pada sisi *Shell* adalah Kondensasi Parsial.

- *Flowrate Umpan (W_s):* **134.336,75 kg/jam = 296.162 lb/hr**

- Specific Gravity (SG): 0,75 $\rightarrow$ Densitas (ρ_s) = **0,75 $\times$ 62,4 = 46,8 lb/ft³**

- Asumsi Geometri *Shell*

Menampung 2.458 tube (Pola *Square Pitch* 1 inch), estimasi diameter dalam *Shell* (*Shell ID*, D_s) adalah sekitar **60 inch**.

Baffle Spacing (B) diasumsikan setengah dari ID: **30 inch**.

Clearance (C') = ***Pitch* – OD = 1 – 0,75 = 0,25 inch**.

- *Flow Area Sisi Shell* (a_s)

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} = \frac{60 \times 0,25 \times 30}{144 \times 1} = 3,125 \text{ ft}^2$$

- *Mass Velocity Sisi Shell* (G_s)

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{296.162}{3,125} = 94.771 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- *Condensing Heat Transfer Coefficient* (h_o)

Fluida campuran mengalami dua fase (kondensasi parsial), perhitungan h_o sangat dipengaruhi oleh sifat fisik campuran (konduktivitas termal, densitas, viskositas uap/cair) pada suhu film.

Dengan parameter SG = 0,75 dan pola empiris kondensasi hidrokarbon ringan ditetapkan nilai empiris koefisien kondensasi (h_o) untuk desain berdasarkan kecepatan massa G_s dan parameter termal):

$$h_o \approx 145 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

- *Clean Overall Coefficient* (U_c)

Nilai U_c adalah koefisien perpindahan panas total saat alat masih dalam keadaan bersih (tanpa *fouling*).

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{574,5 \times 145}{574,5 + 145}$$

$$U_c = \frac{83.302,5}{719,5} = 115,77 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

7. *Dirt Factor* (R_d) / Faktor Pengotor

Faktor pengotor dihitung berdasarkan selisih antara desain U_c dan target U_d (**50** BTU/hr.ft².° F).

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = \frac{115,77 - 50}{115,77 \times 50}$$

$$R_d = \frac{65,77}{5.788,5} = 0,0113 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ \text{F/BTU}$$

Evaluasi Desain: Syarat minimum untuk R_d yang direkomendasikan adalah **0,003**. Karena hasil perhitungan $R_d = 0,0113 > 0,003$, maka luas area perpindahan panas yang dipilih sudah memenuhi syarat operasional (aman) untuk jangka waktu panjang sebelum perlu dilakukan pembersihan

8. Perhitungan *Pressure Drop* Sisi Tube (ΔP_t)

Fluida yang mengalir di dalam tube adalah air pendingin (*cooling water*). Batas *allowable Pressure Drop* untuk sisi tube yang umum digunakan pada air pendingin adalah ≤ 10 psi.

a. Parameter Sisi Tube:

- *Reynolds Number* (Re_t) = **17.239**
- *Friction Factor* (f) = $\approx 0,00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (berdasarkan grafik *Kern* untuk $Re_t = 17.239$)
- Panjang Tube (L) = **20** ft
- Jumlah Pass (n) = **2**
- Specific Gravity Air (s_t) = **1,0**
- Diameter Dalam Tube (D) = **0,62** inch = **0,0517** ft
- Mass Velocity (G_t) = **524.576** lb/hr.ft²
- Kecepatan Aliran (V) = **2,33** fps

b. Hilang Tekan Gesekan dalam Tube (ΔP_t):

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00025 \cdot (524.576)^2 \cdot 20 \cdot 2}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \cdot 1,0}$$

$$\Delta P_t = \frac{2.751.800.000}{2.698.740.000} \approx 1,02 \text{ psi}$$

c. Hilang Tekan pada Return/Pass (ΔP_r):

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s_t} \cdot \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

(Dengan pendekatan grafis *Kern*, nilai $\frac{V^2}{2g}$ untuk $V = 2,33$ fps setara dengan hilang tekan $\approx 0,04$ psi per pass)

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 2}{1,0} \cdot 0,04 = 0,32 \text{ psi}$$

d. Total Hilang Tekan Sisi Tube (ΔP_{Tube}):

$$\Delta P_{Tube} = \Delta P_t + \Delta P_r = 1,02 + 0,32 = 1,34 \text{ psi}$$

Evaluasi: $\Delta P_{Tube} = 1,34 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ (Memenuhi Syarat / Aman).

9. Perhitungan *Pressure Drop* Sisi *Shell* (ΔP_s)

Fluida di sisi *Shell* adalah campuran hidrokarbon yang mengalami *partial condensation*. Batas *allowable Pressure Drop* untuk sisi *Shell* (gas/campuran) adalah ≤ 5 psi. Perhitungan ini menggunakan asumsi fluida homogen dengan nilai *Specific Gravity* rata-rata ($SG = 0,75$).

a. Parameter Sisi *Shell*:

- Equivalent Diameter (D_e) untuk *square pitch* 1 inch & OD 0,75 inch = 0,95 inch = 0,079 ft
- Diameter Dalam *Shell* (D_s) = 60 inch = 5 ft
- *Baffle Spacing* (B) = 30 inch = 2,5 ft
- Jumlah *Baffle Crosses* ($N + 1$) = $\frac{12 \cdot L}{B} = \frac{12 \cdot 20}{30} = 8$ kali
- Mass Velocity (G_s) = 94.771 lb/hr.ft²
- Specific Gravity Campuran (s_s) = 0,75
- Viskositas Campuran (μ_s) $\approx 0,12$ lb/ft.hr (*estimasi kondisi dua fase*)

b. Reynolds Number Sisi *Shell* (Re_s):

$$Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_s} = \frac{0,079 \cdot 94.771}{0,12} = 62.390$$

Friction Factor Sisi *Shell* (f_s) = $\approx 0,0016$ ft²/in² (dari grafik *Kern*)

c. Total Hilang Tekan Sisi *Shell* (ΔP_{Shell}):

$$\Delta P_{Shell} = \frac{f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s_s}$$

$$\Delta P_{Shell} = \frac{0,0016 \cdot (94.771)^2 \cdot 5 \cdot 8}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,079 \cdot 0,75}$$

$$\Delta P_{Shell} = \frac{574.630.000}{3.092.850.000} \approx 0,186 \text{ psi}$$

Evaluasi: $\Delta P_{Shell} = 0,186 \text{ psi} < 5 \text{ psi}$ (Memenuhi Syarat / Aman).

Tabel 5.3 Desain *Partial Condenser* (CD-01)

Parameter Desain	Spesifikasi Final	Keterangan
Dimensi <i>Tube</i>	$N_t = 2.458$, $OD = 0,75"$, $L = 20 \text{ ft}$	Pola <i>Square Pitch</i> 1 inch
Dimensi <i>Shell</i>	$ID = 60 \text{ inch}$, $Baffle = 30 \text{ inch}$	2 Pass <i>Tube</i> , 1 Pass <i>Shell</i>
Luas <i>Area</i> (A)	9.645 ft^2	Memenuhi beban panas Q_c
<i>Dirt Factor</i> (R_d)	$0,0113 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ F/\text{BTU}$	$> 0,003$ (Aman)
<i>Pressure Drop Tube</i>	$1,34 \text{ psi}$	$< 10 \text{ psi}$ (Aman)
<i>Pressure Drop Shell</i>	$0,186 \text{ psi}$	$< 5 \text{ psi}$ (Aman)

6. Spesifikasi *High Pressure Separator* (19FD-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Nama Alat: *High Pressure Separator*

Kode Alat: FD-01

Fungsi: Memisahkan fasa gas (*sour gas/recycle gas*) dari cairan hidrokarbon (*reactor effluent*) dan memisahkan fasa air menggunakan *bootleg*.

Tipe Alat: *Horizontal Drum Separator (3-Phase)*

b) Kondisi Operasi & Desain

- Suhu Operasi (T_{op}): **70°C**
- Tekanan Operasi (P_{op}): **19 kg/cm² g**
- Suhu Desain (T_{des}): **150°C**
- Tekanan Desain (P_{des}): **21 kg/cm² g / F.V (Full Vacuum)**
- Bahan Konstruksi: *Carbon Steel (C.S)* - Asumsi menggunakan standar SA-516 Grade 70.

c) Evaluasi Laju Volumetrik (Neraca Massa)

- Laju Massa Cairan (L) = **130.141,57 kg/jam**
- Densitas Cairan (ρ_L) = **700 kg/m³** (pada **70°C**)
- Laju Massa Uap (V) = **4.195,18 kg/jam**
- Densitas Uap (ρ_V) = **7,29 kg/m³**

Kecepatan Volume Cairan (Q_L):

$$Q_L = \frac{130.141,57 \text{ kg/jam}}{700 \text{ kg/m}^3} = 185,9 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0516 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Kecepatan Volume Uap (Q_v):

$$Q_v = \frac{4.195,18 \text{ kg/jam}}{7,29 \text{ kg/m}^3} = 575,47 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,16 \text{ m}^3/\text{detik}$$

d) Penentuan Waktu gal (*Residence Time*) dan Volume

Sesuai spesifikasi asli, Total Volume (V_{tot}) alat adalah 18 m³.

Kapasitas desain tangki diasumsikan terisi cairan sebesar 60%, maka volume cairan (V_{liq}) = **0,6 × 18 m³ = 10,8 m³**.

Evaluasi Waktu gal Aktual:

$$t = \frac{V_{liq}}{Q_L} = \frac{10,8 \text{ m}^3}{0,0516 \text{ m}^3/\text{detik}} = 209,3 \text{ detik} \approx 3,5 \text{ menit}$$

e) Evaluasi Dimensi Tangki

Berdasarkan data: Diameter luar/dalam ditetapkan **1.829 mm** (kurang lebih 72 inci atau 6 ft) dan Panjang **6.000 mm** (6 meter).

- Luas Penampang *Shell* (A_{sep}): $\frac{\pi}{4} \times (1,829)^2 = 2,627 \text{ m}^2$
- Rasio L/D: $\frac{6,0}{1,829} = 3,28$ (Termasuk sangat ideal dalam standar perancangan 3-5).
- Pengecekan Kecepatan Uap Aktual (v_{aktual}):

$$\text{Area Uap (40\% sisa ruang)} = 0,4 \times 2,627 = 1,05 \text{ m}^2$$

$$v_{aktual} = \frac{Q_v}{\text{Area Uap}} = \frac{0,16 \text{ m}^3/\text{detik}}{1,05 \text{ m}^2} = 0,152 \text{ m/detik (0,5 ft/detik)}.$$

f) Tinggi Cairan dalam Separator

Tangki horizontal silinder yang terisi 60% volume ($V_{liq}/V_{tot} = 0,6$), rasio Tinggi cairan terhadap diameter (h/D) adalah sekitar 0,579.

- Tinggi Cairan (H_{liq}): $0,579 \times 1.829 \text{ mm} = 1.059 \text{ mm}$ (1,06 meter)
- Tinggi Ruang Kosong (*Vapor Space*): $1.829 - 1.059 = 770 \text{ mm}$ (0,77 meter)

g) Menghitung Tebal *Shell* dan *Head*

Tekanan desain $P_{des} = 21 \text{ kg/cm}^2$ g dikonversi menjadi **298,6 psig**.

Bahan *Carbon Steel* (SA-516 Gr 70) memiliki *Allowable Stress* (S) = **20.000 psi**.

- Efisiensi sambungan (E) = **0,85**
- *Corrosion Allowance* (C) = **0,125 in** (3,175 mm)
- Jari-jari dalam (r) = $1.829/2 = 914,5 \text{ mm} \approx 36 \text{ inci}$

A. Tebal *Shell* (t_{shell})

$$t_{shell} = \frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$t_{shell} = \frac{298,6 \times 36}{20.000 \times 0,85 - (0,6 \times 298,6)} + 0,125$$

$$t_{shell} = \frac{10.749,6}{17.000 - 179,16} + 0,125 = 0,639 + 0,125 = 0,764 \text{ inci}$$

Dipilih tebal aktual pelat: **20 mm** (0,787 inci)

B. Tebal *Head* (Tipe 2:1 *Ellipsoidal Head*)

$$t_{head} = \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$t_{head} = \frac{298,6 \times 72}{2 \times 20.000 \times 0,85 - (0,2 \times 298,6)} + 0,125 = 0,633 + 0,125$$

$$= 0,758 \text{ inci}$$

Dipilih tebal aktual pelat: **20 mm** (0,787 inci)

7. Spesifikasi *Low Pressure Separator* (19FD-02)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi :Menghilangkan sebanyak mungkin *dissolved gas* di dalam aliran *Naphtha* sebagai *Vapor*. Tekanan rendah akan membantu memaksimalkan jumlah gas yang dapat dihilangkan dari *Naphtha*. Penghilangan gas ini mencegah *overload* gas pada kolom *Naphtha stabilizer* yang dapat memicu *off-spec Naphtha* dan berakibat pada nilai RVP di *pool gasoline*.

Tipe Alat : Horizontal Drum Separator

Dasar Pemilihan Alat: Fasa cairan pada umpan jauh lebih dominan dibandingkan fasa gas (rasio L/V sangat Tinggi). Orientasi horizontal memberikan area antarmuka (luas penampang) yang luas untuk pelepasan gas yang optimal sekaligus mampu menampung volume cairan yang besar.

b) Kondisi Operasi & Desain:

- Suhu Operasi (T_{op}) = 70 °C
- Tekanan Operasi (P_{op}) = 4,5 kg/cm²G (setara 64 psig)
- Suhu Desain (T_{des}) = 150 °C (Skenario *steam-out* / kegagalan pendingin)
- Tekanan Desain (P_{des}) = 6,7 kg/cm²G (setara 95,3 psig)
- Suhu Referensi = 25 °C (298,15 K)
- Total *Flowrate* = 130.141,57 Kg/jam
- Material = Carbon Steel (C.S)

c) Neraca Massa Separator

Berdasarkan data neraca massa aliran umpan produk *Reactor*, hasil atas (*Top Product*), dan hasil bawah (*Bottom Product*):

Tabel 7.1 Neraca Massa *Low Pressure Separator*

Komponen	BM	Umpan (<i>Feed</i>)		Hasil Gas (<i>Vapor</i>)		Hasil Cair (<i>Liquid</i>)	
		Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
<i>Hydrogen</i> Sulfida	34	55,56	1.888,94	44,43	1.510,63	11,13	378,31
Amonia	17	4,97	84,50	3,98	67,60	0,99	16,90
i-Butana	58	12,01	696,81	7,22	418,61	4,80	278,21
n-Butana	58	3,50	202,80	2,11	122,20	1,39	80,60

n-Pentana	72	9,50	683,81	0,00	0,00	9,50	683,81
n-Heksana	86	1,54	132,60	0,00	0,00	1,54	132,60
n-Nonana	128	589,07	75.401,44	0,00	0,00	589,07	75.401,44
Dimetilsikloheksana	112	290,18	32.500,62	0,00	0,00	290,18	32.500,62
Etilbenzena	106	172,67	18.303,05	0,00	0,00	172,67	18.303,05
Sikloheksana	84	2,94	247,00	0,00	0,00	2,94	247,00
TOTAL		1.141,94	130.141,57	57,74	2.119,04	1.084,21	128.022,54

d) Sifat Fisik Fluida

Kecepatan Massa Cairan (L):

$$L = 128.022,54 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} / 3600 \text{ det/jam}$$

$$L = 78,40 \text{ lb/det}$$

Densitas Cairan (ρ_L):

Berdasarkan campuran hidrokarbon fraksi *Naphtha* pada suhu operasi 70 °C:

$$\rho_L = 720 \text{ kg/m}^3 = 44,9 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan Massa Uap (V):

$$V = 2.119,04 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} / 3600 \text{ det/jam}$$

$$V = 1,30 \text{ lb/det}$$

Berat Molekul Rata-rata Uap (BM_{avg}):

$$BM_{avg} = \frac{\text{Massa Total Uap}}{\text{Mol Total Uap}} = \frac{2.119,04}{57,74} = 36,70 \text{ kg/kmol}$$

Densitas Uap (ρ_V):

Menggunakan hukum gas ideal pada $P = 4,5 \text{ kg/cm}^2$ (4,355 atm) dan $T = 70 \text{ °C}$ (343,15 K):

$$\rho_V = \frac{P \times BM_{avg}}{R \times T} = \frac{4,355 \times 36,70}{0,08206 \times 343,15}$$

$$\rho_V = 5,676 \text{ kg/m}^3 = 0,354 \text{ lb/ft}^3$$

e) Perhitungan Ukuran Separator

Vapor-Liquid Separation Factor (F_{LV}):

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0,5}$$

$$F_{LV} = \frac{78,40}{1,30} \left(\frac{0,354}{44,9} \right)^{0,5}$$

$$F_{LV} = 60,3 \times 0,0888 = 5,35$$

Berdasarkan *separation factor* tersebut untuk *horizontal drum*, konstanta desain yang diizinkan adalah $K_v \approx 0,15$.

Maximum Vapor Velocity (v_{max}):

$$v_{max} = K_v \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5}$$

$$v_{max} = 0,15 \left(\frac{44,9 - 0,354}{0,354} \right)^{0,5} = 0,15 \times 11,21 = 1,68 \text{ ft/det}$$

Kecepatan Volume Uap (Q_V) dan Luas Minimum (A_s):

$$Q_V = \frac{1,30 \text{ lb/det}}{0,354 \text{ lb/ft}^3} = 3,67 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$A_s(\text{uap}) = \frac{3,67 \text{ ft}^3/\text{det}}{1,68 \text{ ft/det}} = 2,18 \text{ ft}^2$$

Penentuan Volume Berdasarkan Waktu gal Aktual:

Waktu gal cairan (*residence time*) ditetapkan mengikuti standar praktis lapangan untuk separator gas-Liquid yaitu 5,5 menit (330 detik).

Kecepatan volume cairan (Q_L):

$$Q_L = \frac{78,40 \text{ lb/det}}{44,9 \text{ lb/ft}^3} = 1,746 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Volume cairan yang dibutuhkan (V_{liq}):

$$\begin{aligned} V_{liq} &= Q_L \times waktu = 1,746 \times 330 \\ &= 576,18 \text{ ft}^3 \text{ setara } 16,3 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan Separator didesain berisi 80% cairan (level maksimum) dan 20% ruang uap, maka Volume Total (V_{tot}):

$$V_{tot} = \frac{576,18}{0,8} = 720,2 \text{ ft}^3 \text{ setara } 20,4 \text{ m}^3$$

Volume dirancang dan dibulatkan ke ukuran standar fabrikasi menjadi 21 m³.

Diameter dan Panjang Separator Aktual:

Untuk mencapai volume 21 m³ dengan mempertimbangkan efisiensi plat dan rasio $L/D \approx 3$, maka ditetapkan spesifikasi mengikuti dimensi standar (dari data *vessel* pabrik):

- Diameter *Shell* (D) = 2.000 mm (2,0 meter / 6,56 ft)
- Panjang Separator (L) = 6.000 mm (6,0 meter / 19,68 ft)

f) Tinggi Cairan dalam Separator

Berdasarkan batasan desain, Tinggi cairan maksimal (*High Liquid Level* / HLL) ditetapkan sebesar 60% dari diameter tangki ($h/D = 0,6$).

Dengan diameter standar tangki (D) = 2.000 mm (2,0 meter):

- Tinggi Cairan Maksimal (H_{liq}): $0,6 \times 2,0 \text{ meter} = 1,2 \text{ meter}$ (1.200 mm)
- Tinggi Ruang Kosong (*Vapor Space*): $2,0 - 1,2 = 0,8 \text{ meter}$ (800 mm)

g) Menghitung Tebal *Shell* dan *Head*

Data Desain Mekanikal:

- Bahan Konstruksi: *Carbon Steel* (Misalnya SA-516 Gr 70)
- *Allowable Stress* (S) = 20.000 psi (pada 150 °C)
- Tekanan Desain (P_{des}) = 6,7 kg/cm²G $\approx$ 95,3 psi
- Efisiensi Sambungan (E) = 0,85 (*Spot Radiographed*)
- Faktor Korosi (C) = 0,125 in (3 mm)
- Diameter Tangki (D) = 2.000 mm = 78,74 in
- Jari-jari Tangki (r) = 1.000 mm = 39,37 in

1. Tebal *Shell* (t_{shell})

$$t_{shell} = \frac{P_{des} \times r}{S \times E - 0,6 \times P_{des}} + C$$

$$t_{shell} = \frac{95,3 \times 39,37}{20.000 \times 0,85 - (0,6 \times 95,3)} + 0,125$$

$$t_{shell} = \frac{3.751,9}{17.000 - 57,18} + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,221 + 0,125 = 0,346 \text{ in}$$

Dipilih tebal *Shell* standar komersial terdekat yang lebih besar:

Tebal *Shell* = 3/8 in (0,375 in / $\approx$ 10 mm)

2. Tebal *Head* (t_{head})

Menggunakan standar *Torispherical Head*:

$$t_{head} = \frac{0,885 \times P_{des} \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P_{des}} + C$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \times 95,3 \times 78,74}{2 \times 20.000 \times 0,85 - (0,2 \times 95,3)} + 0,125$$

$$t_{head} = \frac{6.640,8}{34.000 - 19,06} + 0,125$$

$$t_{head} = 0,195 + 0,125 = 0,320 \text{ in}$$

Dipilih tebal *Head* standar:

Tebal *Head* = 3/8 in (0,375 in / $\approx$ 10 mm)

8. Spesifikasi *Heat Exchanger* (19HE-02)

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Memanaskan umpan fluida proses dari suhu awal 70°C menjadi 120°C menggunakan pemanas *Medium Pressure Saturated Steam* pada suhu konstan 190°C.
- Type Alat: *Shell & Tube Heat Exchanger*.
- Dasar Pemilihan Alat: Alat jenis ini dipilih karena luas area perpindahan panas yang dibutuhkan relatif besar, mampu mengakomodasi perbedaan suhu yang signifikan antara fluida panas dan dingin, serta memiliki kemudahan dalam prosedur perawatan dan pembersihan (standar desain umum).

b) Kondisi Operasi

- Fluida Dingin (Process Fluid - *Shell Side*):
 - Suhu Masuk (t_1): 70°C (158°F)
 - Suhu Keluar (t_2): 120°C (248°F)
 - Suhu Referensi (T_{ref}): 25°C
 - Laju Alir Massa (W): 128.022,54 Kg/jam
 - Tekanan: 1 kg/cm²
- Fluida Panas (Steam - Tube Side):
 - Media Pemanas: *Medium Pressure Steam*
 - Suhu Masuk (T_1): 190°C (374°F)
 - Suhu Keluar (T_2): 190°C (374°F) (Fase kondensasi isothermal)

No	Komponen	Massa (kg/jam)	Q1: <i>Sensibel</i> <i>Liquid</i> 70- 90°C (kJ/jam)	Q2: Latent <i>Vaporizatio</i> n di 90°C (kJ/jam)	Q3: <i>Sensibel</i> Heat 90- 120°C (kJ/jam)	Total Beban Panas per Komponen (kJ/jam)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,31	15.132,40	206.935,57	11.916,77	233.984,74
2	Amonia	16,90	1.588,60	23.153,00	1.090,05	25.831,65
3	i-Butana	278,21	13.632,29	100.155,60	14.606,03	128.393,92
4	n-Butana	80,60	3.868,80	30.628,00	4.110,60	38.607,40

5	n-Pentana	683,81	31.455,26	244.803,98	33.848,60	310.107,84
6	n-Heksana	132,60	5.967,00	44.421,00	6.364,80	56.752,80
7	Sikloheksana	247,00	9.139,00	88.426,00	9.262,50	106.827,50
8	n-Nonana	75.401,44	3.242.261,92	0	4.863.392,88	8.105.654,80
9	Dimetilsikloheksana	32.500,62	1.235.023,56	0	1.852.535,34	3.087.558,90
10	Etilbenzena	18.303,05	640.606,75	0	960.910,13	1.601.516,88
	TOTAL	128.022,54	5.198.675,58	738.523,15	7.758.037,70	13.695.236,43

Parameter Neraca Panas	Nilai Beban Panas (kJ/jam)
Panas Sensibel Cair (Q1)	5.198.675,58
Panas Laten Penguapan (Q2)	738.523,15
Panas Sensibel Uap & Cair (Q3)	7.758.037,70
TOTAL BEBAN PANAS (Q _{Total})	13.695.236,43

c) Spesifikasi Dan Desain *Heat Exchanger* (HE-02)

Metode perhitungan menggunakan standar evaluasi *Process Heat Transfer* (Kern, 1965).

1. Entalpi dan Kebutuhan Steam Pemanas

- Beban Panas Total (**Q**):

Nilai **Q = 13.695.236,43~kJ/jam** dikonversi ke satuan Btu/jam (faktor pengali 0,947817):

$$Q = 12.980.578 \sim Btu/jam$$

- Kebutuhan Steam (**W_s**):

Menggunakan *Medium Pressure Saturated Steam* pada suhu **190°C (374°F)**, nilai panas laten (**λ**) adalah **663,56~Btu/lb**.

$$W_s = \frac{12.980.578}{663,56} = 19.561,88 \sim lb/jam = 8.873,13 \text{ kg/jam}$$

d) Menentukan **ΔT_{LMTD}**

Perbedaan suhu logaritmik rata-rata didasarkan pada suhu aliran:

- Suhu Steam konstan (**T₁** dan **T₂**) = **374°F**
- Suhu Umpan Masuk (**t₁**) = **158°F (70°C)**
- Suhu Umpan Keluar (**t₂**) = **248°F (120°C)**
- Δt₂ = 374 – 248 = 126°F**

- $\Delta t_1 = 374 - 158 = 216^\circ F$

$$LMTD = \frac{126 - 216}{\ln(126/216)} = 166,98^\circ F$$

e) Luas Transfer Panas (A) dan Jumlah Pipa (N_t)

- Design Coefficient (U_d): Ditetapkan 120 Btu/jam.ft².°F untuk sistem *Light Organic - Steam*.

- Luas Area Diperlukan (A):

$$A = \frac{12.980.578}{120 \times 166,98} = 647,81 \sim ft^2$$

- Dimensi Tube (Berdasarkan Tabel Standar Kern):

- $OD = 0,75$ in

- $BWG = 16$ ($ID = 0,62$ in)

- Panjang (L) = $16 \sim ft$

- Luas permukaan spesifik (a'') = $0,1963 \sim ft^2/ft$

- Jumlah Pipa (N_t):

$$N_t = \frac{647,81}{16 \times 0,1963} = 206,26 \sim pipa$$

Dipilih pendekatan standar layout HE terdekat yaitu 208 Pipa.

f) Koreksi U_d (Design Coefficient Aktual)

- Luas Area Aktual (A_{aktual}):

$$A_{aktual} = 208 \times 16 \times 0,1963 = 653,29 \sim ft^2$$

- U_d Terkoreksi:

$$U_{d-koreksi} = \frac{12.980.578}{653,29 \times 166,98} = 118,99 \sim Btu/jam.ft^2.^\circ F$$

(Nilai **118,99** sangat mendekati asumsi awal **120**, sehingga desain luas perpindahan panas dapat diterima).

g) *Pressure Drop* (Penurunan Tekanan)

Metode perhitungan *Pressure Drop* mengacu pada *Process Heat Transfer* (Kern, 1965). Batas toleransi maksimal yang diizinkan untuk alat ini adalah 10 psi.

1. Tube Side (Fluida Panas: Steam)

Aliran fluida di dalam *tube* (pipa) mengalami perubahan luas area karena jumlah pipa bertambah menjadi 208 pipa.

- Laju Alir Steam (W_s) = 19.561,88 lb/jam
- Flow Area per tube (a'_t) = 0,302 in²
- Total Flow Area (a_t):

$$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n} = \frac{208 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,2181 \sim ft^2$$

- Mass Velocity Aktual (G_{t_baru}):

$$G_{t_baru} = \frac{W_s}{a_t} = \frac{19.561,88}{0,2181} = 89.692 \sim lb/jam. ft^2$$

Perhitungan ΔP_{tube} :

Menggunakan basis *Mass Velocity* dari desain referensi awal ($G_{t_lama} = 134.448 \sim lb/jam. ft^2$ dengan $\Delta P_{lama} = 2,67 \sim psi$):

$$\Delta P_{tube_baru} \approx \Delta P_{tube_lama} \times \left(\frac{G_{t_baru}}{G_{t_lama}} \right)^2$$

$$\Delta P_{tube_baru} = 2,67 \times \left(\frac{89.692}{134.448} \right)^2$$

$$\Delta P_{tube_baru} = 2,67 \times (0,667)^2 = 1,19 \sim psi$$

Kesimpulan: $\Delta P_{tube} = 1,19 \sim psi$ (Masih di bawah batas toleransi < 10 psi
→ Memenuhi Syarat)

2. Shell Side (Fluida Dingin: Light Organic)

Untuk mengakomodasi 208 pipa, dimensi *Shell* (cangkang) harus diperbesar. Mengacu pada Tabel 9 (Kern, 1965) untuk tipe HE 1-2 dengan *pitch* 1 in, dipilih standar ukuran ID *Shell* = 21,25 in.

- Spesifikasi *Shell* Baru:
 - ID *Shell* = 21,25 in
 - *Baffle Spacing* (B) = ID/2 = 10,625 in
 - *Clearance* (C') = 0,25 in
 - *Pitch* = 1 in
- Laju Alir Umpan (W_{umpan}): 128.022,54 kg/jam setara dengan 282.242 lb/jam
- Flow Area *Shell* (a_s):

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pitch} = \frac{21,25 \times 0,25 \times 10,625}{144 \times 1} = 0,392 \sim ft^2$$

- *Mass Velocity* Aktual (G_{s_baru}):

$$G_{s_baru} = \frac{W_{umpan}}{a_s} = \frac{282.242}{0,392} = 720.005 \sim lb/jam.ft^2$$

- Perhitungan ΔP_{shell} :

Menggunakan basis dari desain referensi awal ($G_{s_lama} = 2.247.784 \sim lb/jam.ft^2$ dengan $\Delta P_{lama} = 6,97 \sim psi$):

$$\Delta P_{shell_baru} \approx \Delta P_{shell_lama} \times \left(\frac{G_{s_baru}}{G_{s_lama}} \right)^2$$

$$\Delta P_{shell_baru} = 6,97 \times \left(\frac{720.005}{2.247.784} \right)^2$$

$$\Delta P_{shell_baru} = 6,97 \times (0,320)^2 = 0,71 \sim psi$$

Kesimpulan: $\Delta P_{shell} = 0,71 \sim psi$ (Sangat aman dan di bawah batas toleransi < 10 psi $\rightarrow$ Memenuhi Syarat)

9. Spesifikasi Menara Distilasi (19MD-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi = Memisahkan umpan *Naphtha* menjadi *Heavy Naphtha* (sebagai produk bawah) dan *Light Naphtha* (sebagai produk atas) pada unit *Naphtha Hydrotreating*.
- Tipe Alat = *Sieve Plate Distillation Tower*.
- Dasar Pemilihan Alat
 1. Sieve Tray: Merupakan jenis Tray yang paling ekonomis, memiliki kapasitas *throughput* yang Tinggi, dan perawatannya lebih mudah dibandingkan *valve* atau *bubble cap* Tray untuk campuran hidrokarbon ringan-menengah yang bersih (tidak korosif dan tidak *fouling* parah).
 2. Menara Silinder Vertikal: Standar desain *vessel* untuk pemisahan fasa uap-cair dengan memanfaatkan gravitasi.

b) Neraca Massa Komponen

Berdasarkan perhitungan neraca massa dengan laju alir umpan total sebesar 128.022,54 kg/jam.

Tabel 9.1 Neraca Massa Komponen Menara Distilasi

No	Komponen	Umpan (<i>Feed</i>) (kg/jam)	Hasil Atas (Distilat) (kg/jam)	Hasil Bawah (Residu) (kg/jam)
1	<i>Hydrogen Sulfida</i>	378,31	378,26	0,05
2	Amonia	16,90	16,90	0
3	i-Butana	278,21	267,08	11,13
4	n-Butana	80,60	77,38	3,22
5	n-Pentana	683,81	656,46	27,35
6	n-Heksana	132,60	127,30	5,30
7	n-Nonana	75.401,44	754,01	74.647,43
8	Dimetilsikloheksana	32.500,62	325,01	32.175,61
9	Etilbenzena	18.303,05	183,03	18.120,02
10	Sikloheksana	247,00	237,12	9,88
	TOTAL	128.022,54	3.022,55	124.999,99

Total Molar:

- Distilat (Top) = 41,909 kmol/jam
- Residu (Bottom) = 1.040,265 kmol/jam

c) Kondisi Operasi

- Puncak Menara (Top / *Dew Point*):
 - Tekanan (P_{top}) = 763 mmHg (~1 atm)
 - Suhu (T_{top}) = 100,5°C
- Dasar Menara (Bottom / *Bubble Point*):
 - Tekanan (P_{bot}) = 851 mmHg (~1,12 atm)
 - Suhu (T_{bot}) = 145°C
- Umpan (*Feed*):
 - Suhu Umpan = 120°C

d) Perhitungan Stage (Plate) Menara Distilasi Md-01

A. Penentuan Komponen Kunci dan Volatilitas (α)

Berdasarkan distribusi fraksi mol, ditetapkan:

- *Light Key* (LK): Sikloheksana (Komponen paling berat yang mendominasi produk atas)
- *Heavy Key* (HK): n-Nonana (Komponen paling ringan yang mendominasi produk bawah)

Penentuan nilai Konstanta Keseimbangan (K) diambil dari hasil iterasi:

Tabel 9.2 Tabel Konstanta Antoine

No	Komponen	Konstanta A	Konstanta B	Konstanta C
1	Hydrogen Sulfida	7,1085	700,34	253,64
2	Amonia	7,5547	1002,711	247,885
3	i-Butana	6,8021	941,53	238,73
4	n-Butana	6,809	935,86	238,73
5	n-Pentana	6,8447	1060,793	231,541
6	n-Heksana	6,8856	1175,817	224,867
7	n-Nonana	6,9376	1430,459	201,808
8	Dimetilsikloheksana	6,856	1365	215
9	Etilbenzena	6,9572	1424,255	213,206

10	Sikloheksana	6,8494	1203,526	222,863
----	--------------	--------	----------	---------

Iterasi *Dew Point* (Puncak Menara / *Top Product*)

Iterasi ini bertujuan mencari suhu puncak (T_{top}) di mana total fraksi cair hasil tebakan ($\sum x_i^*$) bernilai mendekati 1,0.

- Kondisi Tekanan (P_{total}): 763 mmHg
- Hasil Suhu Iterasi (T_{top}): 100,5 °C

Tabel 9.3 Iterasi *Dew Point* (Puncak Menara / *Top Product*)

Komponen	Fraksi Uap Top (y_i)	Eksponen Antoine $A - \frac{B}{T + C}$	Tekanan Uap Murni $P_{uap} = 10^{ekponen}$ (mmHg)	Konstanta Kesetimbangan $K_i = \frac{P_{uap}}{P_{total}}$	Fraksi Cair Tebakan $x_i^* = \frac{y_i}{K_i}$
<i>Hydrogen</i> Sulfida	0,2648	5,1308	135.154,5	177,136	0,00149
Amonia	0,0237	4,6773	47.565,3	62,340	0,00038
i-Butana	0,1096	4,0257	10.608,5	13,904	0,00788
n-Butana	0,0318	4,0493	11.202,6	14,682	0,00217
n-Pentana	0,2171	3,6485	4.451,5	5,834	0,03721
n-Heksana	0,0352	3,2737	1.878,0	2,461	0,01430
n-Nonana	0,1403	2,2064	160,8	0,211	0,66571
Dimetilsikloheksana	0,0691	2,5300	338,8	0,444	0,15562
Etilbenzena	0,0411	2,4164	260,9	0,342	0,12022
Sikloheksana	0,0672	3,1253	1.334,5	1,749	0,03842
TOTAL	1,000				~1,043 (Konvergen)

Iterasi *Bubble Point* (Dasar Menara / *Bottom Product*)

Iterasi ini bertujuan mencari suhu dasar (T_{bot}) di mana total fraksi uap hasil tebakan ($\sum y_i^*$) bernilai mendekati 1,0.

- Kondisi Tekanan (P_{total}): 851 mmHg
- Hasil Suhu Iterasi (T_{bot}): 145 °C

Tabel 9.4 Perhitungan Iterasi *Bubble Point*

Komponen	Fraksi Cair Bot (xi)	Eksponen Antoine $A - \frac{B}{T + C}$	Tekanan Uap Murni $P_{uap} = 10^{ekponen}$ (mmHg)	Konstanta Kesetimbangan $K_i = \frac{P_{uap}}{P_{total}}$	Fraksi Uap Tebakan $y_i = x_i \cdot K_i$
<i>Hydrogen</i> Sulfida	0,000001	5,3512	224.495,3	263,802	0,00026
Amonia	0	5,0011	100.259,5	117,814	0
i-Butana	0,000184	4,3468	22.223,5	26,115	0,00481
n-Butana	0,000053	4,3678	23.321,2	27,404	0,00145
n-Pentana	0,000364	4,0281	10.667,2	12,535	0,00456
n-Heksana	0,000059	3,7050	5.069,4	5,957	0,00035
n-Nonana	0,559516	2,8130	650,2	0,764	0,42747
Dimetilsikloheksana	0,275646	3,0643	1.159,7	1,363	0,37571
Etilbenzena	0,164064	2,9821	959,6	1,128	0,18506
Sikloheksana	0,000113	3,5769	3.775,1	4,436	0,00050
TOTAL	1,000				~1,000

Volatilitas Relatif (α) untuk Persamaan Fenske & Underwood

Rumus yang digunakan:

- $\alpha_{top} = \frac{K_{i,top}}{K_{HK,top}}$ (dengan $K_{HK,top}$ n-Nonana = 0,211)
- $\alpha_{bot} = \frac{K_{i,bot}}{K_{HK,bot}}$ (dengan $K_{HK,bot}$ n-Nonana = 0,764)
- $\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bot}}$

Tabel 9.5 Perhitungan Volatilitas Relatif

No	Komponen	Ktop (100,5 °C)	α_{top}	Kbot (145 °C)	α_{bot}	α_{avg} (Volatilitas Relatif)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	177,136	839,507	263,802	345,291	538,399
2	Amonia	62,340	295,450	117,814	154,207	213,448
3	i-Butana	13,904	65,896	26,115	34,182	47,460
4	n-Butana	14,682	69,583	27,404	35,869	49,959

5	n-Pentana	5,834	27,649	12,535	16,407	21,300
6	n-Heksana	2,461	11,664	5,957	7,797	9,536
7	n-Nonana (HK)	0,211	1,000	0,764	1,000	1,000
8	Dimetilsikloheksana	0,444	2,104	1,363	1,784	1,937
9	Etilbenzena	0,342	1,621	1,128	1,476	1,547
10	Sikloheksana (LK)	1,749	8,289	4,436	5,806	6,937

Iterasi Penentuan Konstanta Underwood (θ)

Refluks Minimum (R_{min}) menggunakan metode Underwood, melalui metode *Trial & error*.

Kondisi umpan (*Feed*) diasumsikan sebagai Cair Jenuh (*Bubble Point*), sehingga nilai $q = 1$.

Persamaan Underwood:

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = 0$$

Syarat nilai θ harus berada di antara volatilitas *Heavy Key* dan *Light Key*: $1,000 < \theta < 6,937$

perhitungannya dengan fraksi mol umpan ($x_{i,F}$) dari total mol gabungan (Top + Bottom = 1082,174 kmol/jam):

Hasil Iterasi Konstanta Underwood ($\theta = 1,2973$)

Tabel 9.6 Perhitungan *trial and error* konstanta underwood

Komponen	Volatilitas Rata-Rata (α_i)	Fraksi Mol <i>Feed</i> ($x_{i,F}$)	$\alpha_i \cdot x_{i,F}$	Nilai Suku Underwood: $\frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{\alpha_i - \theta}$
<i>Hydrogen</i> Sulfida	538,399	0,01026	5,524	0,01028
Amonia	213,448	0,00092	0,196	0,00092
i-Butana	47,460	0,00442	0,210	0,00455
n-Butana	49,959	0,00128	0,064	0,00131
n-Pentana	21,300	0,00876	0,187	0,00935
n-Heksana	9,536	0,00142	0,014	0,00170
n-Nonana (HK)	1,000	0,54328	0,543	-1,82643
Dimetilsikloheksana	1,937	0,26765	0,518	0,80975

Etilbenzena	1,547	0,15930	0,246	0,98518
Sikloheksana (LK)	6,937	0,00271	0,019	0,00336
TOTAL		1,000		-0,00003 $\approx$ 0,000

Jumlah Stage Minimum (N_{min}) - Metode Fenske

Metode Fenske digunakan untuk menentukan jumlah *stage* atau pelat teoritis minimum yang dibutuhkan pada kondisi refluks total.

Data Komponen Kunci:

- *Light Key* (LK): Sikloheksana
- *Heavy Key* (HK): n-Nonana
- Volatilitas Relatif Rata-rata (α_{avg}) = 6,937

Fraksi Mol Komponen Kunci:

- Fraksi LK di Distilat ($x_{LK,D}$) = 0,0672
- Fraksi HK di Distilat ($x_{HK,D}$) = 0,1403
- Fraksi LK di *Bottom* ($x_{LK,B}$) = 0,000113
- Fraksi HK di *Bottom* ($x_{HK,B}$) = 0,559516

Persamaan Fenske:

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK,D}}{x_{HK,D}} \right) \cdot \left(\frac{x_{HK,B}}{x_{LK,B}} \right) \right]}{\log(\alpha_{avg})}$$

Tabel 9.7 Perhitungan Jumlah Stage Minimum

Langkah	Rumus / Substitusi Nilai	Hasil Perhitungan
1. Rasio Kunci di Distilat	$(x_{LK,D}/x_{HK,D}) = 0,0672/0,1403$	0,479
2. Rasio Kunci di <i>Bottom</i>	$(x_{HK,B}/x_{LK,B}) = 0,559516/0,000113$	4.951,469
3. Perkalian Rasio	$0,479 \times 4.951,469$	2.371,75
4. Logaritma Pembilang	$\log(2.371,75)$	3,375
5. Logaritma Penyebut	$\log(6,937)$	0,841
6. Jumlah Stage Minimum	$N_{min} = 3,375/0,841$	4,01 Stage

- e) Perhitungan Reflux (R_{op}) dan Stage Teoritis (N_{theo}) - Korelasi Gilliland
Berdasarkan data *Reboiler* ditetapkan bahwa rasio Refluks Operasi (R_{op}) = 0,5.

Secara *rule of thumb* desain pabrik, rasio operasi optimal adalah 1,2 hingga 1,5 kali refluks minimum.

Diasumsikan $R_{op} = 1,5 \times R_{min}$, maka:

$$R_{min} = \frac{R_{op}}{1,5} = \frac{0,5}{1,5} = 0,333$$

1. Parameter Absis Sumbu X (Gilliland)

$$X = \frac{R_{op} - R_{min}}{R_{op} + 1}$$

$$X = \frac{0,5 - 0,333}{0,5 + 1} = \frac{0,167}{1,5} = 0,111$$

2. Parameter Ordinat Sumbu Y (Pendekatan Persamaan Molokanov)

$$Y = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54,4X}{11 + 117,2X} \right) \cdot \left(\frac{X - 1}{X^{0,5}} \right) \right]$$

Komponen Persamaan	Substitusi Nilai (X=0,111)	Hasil
Molokanov		
Suku Kiri	$\frac{1 + 54,4(0,111)}{11 + 117,2(0,111)} = \frac{1 + 6,038}{11 + 13,009}$ $= \frac{7,038}{24,009}$	0,293
Suku Kanan	$\frac{0,111 - 1}{(0,111)^{0,5}} = \frac{-0,889}{0,333}$	-2,669
Perkalian Suku Kiri & Kanan	$0,293 \times (-2,669)$	-0,782
Nilai Y Akhir	$Y = 1 - \exp(-0,782) = 1 - 0,457$	0,543

3. Jumlah Stage Teoritis (N_{theo})

$$Y = \frac{N_{theo} - N_{min}}{N_{theo} + 1}$$

$$0,543 = \frac{N_{theo} - 4,01}{N_{theo} + 1}$$

$$0,543(N_{theo}) + 0,543 = N_{theo} - 4,01$$

$$N_{theo} - 0,543N_{theo} = 4,01 + 0,543$$

$$0,457N_{theo} = 4,553$$

$$N_{theo} = \frac{4,553}{0,457} = 9,96 \approx 10 \text{ Stage teoritis}$$

4. Efisiensi dan Plate Aktual (N_{act})

Menggunakan Korelasi O'Connell untuk menara distilasi fraksinasi hidrokarbon.

- Viskositas Umpan rata-rata (μ_{avg}) pada suhu 120°C $\approx 0,18$ cP
- Volatilitas rata-rata (α_{avg}) = 6,937

a) Efisiensi Plate Keseluruhan (E_o)

$$E_o = 51 - 32,5 \log(\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg})$$

$$E_o = 51 - 32,5 \log(0,18 \times 6,937)$$

$$E_o = 51 - 32,5 \log(1,248)$$

$$E_o = 51 - 32,5(0,096)$$

$$E_o = 51 - 3,12 = 47,88$$

b) Jumlah Plate Aktual (N_{act})

$$N_{act} = \frac{N_{theo}}{E_o} = \frac{10}{0,4788} = 20,88 \approx 21 \text{ Plate Aktual}$$

5. Penentuan Lokasi Umpan - Persamaan Kirkbride

Persamaan Kirkbride digunakan untuk menentukan pembagian jumlah pelat pada seksi *Rectifying* (atas, N_r) dan seksi *Stripping* (bawah, N_s).

- Total Mol *Bottom* (B) = 1.040,26 kmol/jam
- Total Mol Distilat (D) = 41,91 kmol/jam
- Fraksi HK di Umpan ($x_{f,HK}$) = 0,543
- Fraksi LK di Umpan ($x_{f,LK}$) = 0,0027
- Fraksi LK di *Bottom* ($x_{b,LK}$) = 0,000113
- Fraksi HK di Distilat ($x_{d,HK}$) = 0,1403

Persamaan Kirkbride:

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right) \cdot \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right) \cdot \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Substitusi Suku	Perhitungan	Hasil
(B/D)	$1.040,26 / 41,91$	24,82
$(x_{f,HK}/x_{f,LK})$	$0,543 / 0,0027$	201,11
$(x_{b,LK}/x_{d,HK})^2$	$(0,000113/0,1403)^2 = (0,000805)^2$	0,000000648
Isi Logaritma	$24,82 \times 201,11 \times 0,000000648$	0,00323
Penyelesaian	$0,206 \times \log(0,00323)$	-0,513
Log	$= 0,206 \times (-2,49)$	

Rasio:

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = -0,513 \Rightarrow \frac{N_r}{N_s} = 10^{-0,513} = 0,307$$

$$N_r = 0,307N_s$$

Menentukan lokasi dengan total plate aktual $N_{act} = 21$:

$$N_r + N_s = 21$$

$$0,307N_s + N_s = 21 \Rightarrow 1,307N_s = 21$$

$$N_s = \frac{21}{1,307} = 16,06 \approx 16 \text{ Plate (Seksi bawah / Stripping)}$$

$$N_r = 21 - 16 = 5 \text{ Plate (Seksi Atas / Rectifying)}$$

Kesimpulan: Umpan (*Feed*) dimasukkan pada Plate ke-5 (dihitung dari puncak menara).

6. Dimensi Menara dan Plat (*Tower Dimensions*)

Penentuan dimensi didasarkan pada *Tray spacing* (jarak antar pelat) dan kebutuhan ruang uap-cairan standar di *sieve Tray*.

A. Tinggi Menara (H_t)

- Jarak antar pelat / *Tray Spacing* (t_s) = 0,6 m (Standar desain 24 inch)
- Ruang kosong puncak (*Top Space*) = 1,0 m (Untuk pemisahan *entrainment* uap)

- Ruang kosong dasar (*Bottom Space*) = 2,5 m (Sebagai reservoir cairan / penampung ke *Reboiler*)

$$H_{shell} = [(N_{act} - 1) \times t_s] + \text{Top Space} + \text{Bottom Space}$$

$$H_{shell} = [(21 - 1) \times 0,6] + 1,0 + 2,5$$

$$H_{shell} = 12,0 + 3,5 = 15,5 \text{ meter}$$

(Tinggi total menara ditambah ketebalan 2 penutup tutup atas dan bawah / Ellipsoidal *Head* diperkirakan sekitar $\approx 17,5$ meter).

B. Spesifikasi Area Plat (Sieve Tray)

- Material Plat: *Carbon Steel* (SA-283 Grade C) atau *Stainless Steel* (jika ada potensi korosi dari H_2S)
- Ketebalan Plat: 2 mm (0,078 inch) - Standar *light duty*
- Diameter Lubang Plat (*Hole diameter*): 5 mm (3/16 inch) - Umum untuk mencegah *weeping* cairan.
- Pola Lubang: Segitiga sama sisi (*Triangular pitch*) untuk memaksimalkan area kontak.

10. Spesifikasi *Partial Condenser* (19CD-02)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi Proses pendinginan dan kondensasi sebagian uap (*Top Product*) keluaran menara distilasi dari suhu 100,5°C menjadi 60°C menggunakan media pendingin air (cooling water).

Tipe Alat

Shell and Tube Heat Exchanger

Dasar Pemilihan Alat

- Kapasitas: Sangat ideal dan umum digunakan untuk perpindahan panas dengan luas permukaan dan kapasitas aliran yang besar di industri kimia.
- Kekuatan Mekanis: Konstruksinya kokoh dan mampu menahan tekanan maupun perbedaan suhu yang signifikan.
- Perawatan: Memudahkan proses pembersihan mekanis (*maintenance*) pada bagian tube maupun *Shell*.

b) Kondisi Operasi

Data operasi ini didasarkan pada perhitungan neraca panas CD-02:

Tabel 10.1 Kondisi Operasi *Partial Condenser* CD-02

Parameter	Proses (<i>Shell</i>)	Pendingin (Tube)
Fluida	<i>Top Product</i> Distilasi (Campuran Hidrokarbon)	Air Pendingin (<i>Cooling Water</i>)
Flowrate (kg/jam)	3.022,55	14.632 (Hasil perhitungan neraca massa pendingin)
Tekanan (kg/cm ²)	1	1 (Asumsi standar)
Suhu Masuk (T_1/t_1)	100,5°C (212,9°F)	30°C (86°F)
Suhu Keluar (T_2/t_2)	60°C (140°F)	50°C (122°F)
Beban Panas (Q_c)	1.225.213,08 kJ/jam	1.161.339 BTU/jam (Konversi 1 kJ = 0,9478 BTU)

c) Neraca Panas Condenser CD-02

Suhu Referensi (T_{ref}) = 25°C. Total perhitungan entalpi aliran masuk dan keluar berdasarkan neraca panas komponen

Tabel 10.2 Neraca Panas *Condenser* CD-02

Parameter	Nilai (kJ/jam)	Keterangan
Entalpi Aliran Masuk (H_{in})	1.455.632,18	Kondisi Gas (<i>Top Product</i> MD) pada 100,5°C
Entalpi Aliran Keluar (H_{out})	230.419,10	Kondisi campuran (Gas & Cair) pada 60°C
Beban Pendingin (Q_c)	1.225.213,08	Total panas yang diserap oleh air pendingin
Total ($Input = Output$)	1.455.632,18	Neraca panas seimbang (Balance)

d) Perhitungan Spesifikasi Alat (Metode Kern)

A. *Log Mean Temperature Difference* (LMTD)

- Fluida Panas (Proses): 212,9 → 140°F
- Fluida Dingin (Air): 122 ← 86°F

$$\Delta t_1 = 212,9 - 122 = 90,9^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 140 - 86 = 54^\circ\text{F}$$

$$LMTD = \frac{90,9 - 54}{\ln(90,9/54)} = \frac{36,9}{0,5207} = 70,86^\circ\text{F}$$

B. Kebutuhan Aliran Pendingin Air (W_{air})

Kapasitas panas air (Cp_{air}) = 1 BTU/lb.°F

$$\Delta t_{air} = 122 - 86 = 36^\circ\text{F}$$

$$Q_c = m_{water} \times Cp_{water} \times \Delta T_{water}$$

$$1.225.213,08 = m_{water} \times 4,184 \times 20$$

$$m_{water} = \frac{1.225.213,08}{83,68}$$

$$m_{water} = 14.641,65 \text{ kg/jam}$$

Proses pendinginan ini membutuhkan air pendingin sebesar 14.641,65 kg/jam.

C. Penentuan Luas Transfer Panas (A)

Asumsi *Trial Design Overall Coefficient* (U_d) = 50 BTU/jam.ft².°F

$$A_{req} = \frac{Q_c}{U_d \times LMTD} = \frac{1.161.339}{50 \times 70,86} = 327,8 \text{ ft}^2$$

D. Pemilihan *Tube* (Standar Kern)

- Diameter Luar (OD) = 0,75 inch (16 BWG)
- Panjang Tube (L) = 20 ft
- Luas Permukaan per ft (a_t'') = 0,1963 ft²/ft

$$JumlahTube(N_t) = \frac{A_{req}}{L \times a_t''} = \frac{327,8}{20 \times 0,1963} = 83,49 \text{ buah}$$

- Dipilih: $N_t = 84$ Tube.
- Pola Susunan: *Square Pitch* ($P_T = 1$ inch).
- *Shell* ID estimasi: 12 inch (d disesuaikan dengan jumlah tube standar TEMA untuk 84 tube).
- E. Koreksi Nilai U_d Aktual
- $A_{akt} = N_t \times L \times a_t'' = 84 \times 20 \times 0,1963 = 329,78 \text{ ft}^2$
- $U_{d(koreksi)} = \frac{Q_c}{A_{akt} \times LMTD} = \frac{1.161.339}{329,78 \times 70,86} = 49,69 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
- (Nilai ini masih mendekati trial awal 50 BTU/jam.ft².°F, desain dapat diterima).

E. Perhitungan Sisi Tube (Air Pendingin)

Kondisi: Air pendingin mengalir di dalam tube. Asumsi menggunakan spesifikasi standar *tube* 16 BWG ($OD = 0,75$ inch, $ID = 0,62$ inch, $a_t' = 0,302 \text{ in}^2$).

- Pass (n): 2
- Flow Area (a_t):

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} = \frac{84 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,088 \text{ ft}^2$$

- Mass Velocity (G_t):

$$G_t = \frac{W_{air}}{a_t} = \frac{32.259}{0,088} = 366.579 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Kecepatan Linear (V): Estimasi berada pada rentang aliran standar (sekitar 1,63 fps) yang aman untuk air pendingin agar terhindar dari erosi berlebih pada tube.
- Reynolds Number (Re_t): Dengan nilai G_t tersebut dan viskositas air pendingin, didapatkan estimasi $Re_t \approx 12.071$, yang menandakan aliran berada pada fase Turbulen ($Re_t > 10.000$).
- Heat Transfer Coeff Sisi Dalam (h_i): Berdasarkan grafik Kern untuk air, diasumsikan h_i bernilai sekitar 520 BTU/hr.ft².°F.
- Koreksi h_{io} (ke OD):

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 520 \times \frac{0,62}{0,75} = 429,8 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

F. Perhitungan Sisi *Shell* (Fluida Proses)

Kondisi: Campuran hidrokarbon gas dan cair (*Top Product*) mengalir di *Shell*.

- Mekanisme: Kondensasi Parsial
- Suhu Film (T_f): Diestimasi berada pada rata-rata dinding kondensasi, yaitu sekitar 150°F.
- Koefisien Kondensasi (h_o): Berdasarkan perhitungan sifat fisis kondensat hidrokarbon campuran (k , ρ , μ) pada suhu film, diperoleh estimasi:

$$h_o \text{ (Condensing Coeff)} = 120 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Clean Overall Coefficient (U_c) dan Dirt Factor (R_d)

Parameter ini menentukan apakah luas area (A) yang dirancang mampu mengakomodasi penumpukan kotoran (*fouling*) seiring waktu operasi.

- Clean Overall Coefficient (U_c):

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{429,8 \times 120}{429,8 + 120} = 93,8 \text{ BTU/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

- Dirt Factor (R_d):

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{93,8 - 49,69}{93,8 \times 49,69} = 0,0095 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ F/\text{BTU}$$

Kesimpulan Desain: Syarat R_d minimum untuk sistem hidrokarbon ringan/air pendingin adalah 0,003. Karena hasil perhitungan R_d (0,0095) > 0,003, maka luas transfer panas dan desain alat memenuhi spesifikasi operasional

G. Pengecekan *Pressure Drop* (ΔP)

Berdasarkan debit aliran (G_t dan fluks *Shell*) serta jumlah *pass*:

- Tube Side (ΔP_t): Diestimasi $\approx 1,5$ psi. (Masih memenuhi karena *Allowable* < 10 psi) .
Shell Side (ΔP_s): Diestimasi $\approx 1,2$ psi. (Masih memenuhi karena *Allowable* < 5 psi) .

11. Spesifikasi Accumulator (19ACC-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Menampung sementara hasil atas (distilat) dalam fasa cair dari kondensor dengan waktu gal tertentu (umumnya 15 menit) sebelum diproses ke unit selanjutnya atau dikembalikan sebagai refluks.
- Tipe Alat: Tangki Silinder Horizontal (*Horizontal Cylindrical Tank*) dilengkapi dengan *Elliptical Head*.
- Dasar Pemilihan Alat: Tangki silinder horizontal ideal untuk mengakomodasi pemisahan fasa uap-cair, memberikan area permukaan kontak yang optimal, serta sangat cocok untuk menyimpan fluida cair bertekanan rendah-menengah dengan kapasitas memadai.

b) Kondisi Operasi

- Temperatur Operasi (T): 60 °C
- Temperatur Referensi: 25 °C (298,15 K)
- Tekanan Operasi (P_{op}): 1 kg/cm² (setara dengan 14,223 psi)
- Laju Alir Total (F): 3.022,55 kg/jam

c) Perhitungan Dimensi Accumulator

1. Menghitung Volume Cairan (V_L)

- Kecepatan Umpan Masuk (F): 3.022,55 kg/jam
- Waktu gal (t): Asumsi 15 menit = 0,25 jam
- Densitas Campuran (ρ): Menggunakan pendekatan rata-rata densitas campuran *Liquid* hidrokarbon pada 60 °C. Asumsi densitas menurun terhadap kenaikan suhu, ditetapkan $\rho \approx 700 \text{ kg/m}^3 = 0,70 \text{ kg/L}$.

Kapasitas massa cairan dalam tangki (m):

$$m = F \times t$$

$$m = 3.022,55 \text{ kg/jam} \times 0,25 \text{ jam}$$

$$m = 755,6375 \text{ kg}$$

Volume cairan dalam tangki (V_L):

$$V_L = \frac{m}{\rho}$$

$$V_L = \frac{755,6375 \text{ kg}}{0,70 \text{ kg/L}}$$

$$V_L = 1.079,48 \text{ Liter} = 1,0795 \text{ m}^3$$

2. Menghitung Volume Tangki (V_T) Faktor Keamanan (*Over Design*):
20%

Volume Tangki Total:

$$V_T = 1,2 \times V_L$$

$$V_T = 1,2 \times 1.079,48 \text{ Liter}$$

$$V_T = 1.295,38 \text{ Liter} = 1,2954 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Diameter (D) dan Panjang (L)

- Bentuk: Silinder Horizontal dengan *Elliptical Head*.
- Rasio Dimensi: $L : D = 2 : 1$.
- Persamaan Volume Tangki (*Shell + Head*): $V_T = \frac{7}{12} \pi D^3$.

Perhitungan Diameter (D):

$$D = \left[\frac{12 \times V_T}{7 \times \pi} \right]^{1/3}$$

$$D = \left[\frac{12 \times 1,2954}{7 \times 3,1416} \right]^{1/3}$$

$$D = [0,7068]^{1/3}$$

$$D = 0,8907 \text{ m} \approx 35,07 \text{ in}$$

Perhitungan Panjang (L):

$$L = 2 \times D$$

$$L = 2 \times 0,8907 \text{ m}$$

$$L = 1,7814 \text{ m} \approx 70,13 \text{ in}$$

4. Perhitungan Tebal *Shell* Dan *Head*

Data Mekanis:

- Material: *Stainless Steel SA 178 Grade C*
- Tekanan Operasi (P_{op}): $1 \text{ kg/cm}^2 = 14,223 \text{ psi}$
- Tekanan Desain (P_{des}): $1,2 \times P_{op} = 1,2 \times 14,223 = 17,068 \text{ psi}$
- Allowable Stress (S): 18.750 psi
- Efisiensi Sambungan (E): $0,85$
- Faktor Korosi (C): $0,125 \text{ in}$
- Jari-jari Tangki (r): $D/2 = 35,07 \text{ in}/2 = 17,535 \text{ in}$

A. Tebal *Shell* (t_{shell})

Rumus:

$$t_{shell} = \frac{P_{des} \times r}{S \times E - 0,6 \times P_{des}} + C$$

$$t_{shell} = \frac{17,068 \times 17,535}{18.750 \times 0,85 - 0,6 \times 17,068} + 0,125$$

$$t_{shell} = \frac{299,287}{15.937,5 - 10,24} + 0,125$$

$$t_{shell} = \frac{299,287}{15.927,26} + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,0188 + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,1438 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar terdekat: 3/16 in (0,1875 in).

B. Tebal *Head* (t_{head})

Rumus (Elliptical *Head*):

$$t_{head} = \frac{0,885 \times P_{des} \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P_{des}} + C$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \times 17,068 \times 35,07}{2 \times 18.750 \times 0,85 - 0,2 \times 17,068} + 0,125$$

$$t_{head} = \frac{529,74}{31.875 - 3,41} + 0,125$$

$$t_{head} = \frac{529,74}{31.871,59} + 0,125$$

$$t_{head} = 0,0166 + 0,125$$

$$t_{head} = 0,1416 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar terdekat: 3/16 in (0,1875 in).

Kesimpulan Akhir Dimensi Accumulator ACC-01:

- Diameter (D): 0,89 m (35,07 in)
- Panjang (L): 1,78 m (70,13 in)
- Tebal *Shell*: 3/16 in
- Tebal *Head*: 3/16 in

12. Spesifikasi *Cooler* (19CL-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi Mendinginkan hasil atas menara distilasi (Destilat) dari suhu **60°C** menjadi suhu **30°C** dengan media pendingin air masuk pada suhu **30°C** dan keluar pada suhu **50°C**.

Type Alat *Shell and Tube Heat Exchanger* (STHE).

Dasar Pemilihan Alat Berdasarkan hasil perhitungan perpindahan panas di bawah, luas area perpindahan panas (A) yang dibutuhkan jauh melebihi batas **100~ft²**. Alat tipe *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE) tidak direkomendasikan untuk area **> 100~ft²**, sehingga tipe *Shell and Tube Heat Exchanger* dipilih karena lebih efisien dan ekonomis untuk kapasitas besar.

b) Kondisi Operasi

- Kecepatan umpan (W): 3.022,55 Kg/jam
- Tekanan: **1 Kg/cm²**
- Suhu Masuk (**T₁**): **60°C = 333,15~K (140°F)**
- Suhu Keluar (**T₂**): **30°C = 303,15~K (86°F)**
- Suhu Referensi (**T_{ref}**): **25°C = 298,15~K**
- Suhu Pendingin Masuk (**t₁**): **30°C (86°F)**
- Suhu Pendingin Keluar (**t₂**): **50°C (122°F)**

c) Neraca Massa Komponen *Cooler* (19CL-01)

Konversi massa (Kg/jam) menjadi mol (Kmol/jam) menggunakan Berat Molekul (BM).

Tabel 12.1 Konversi Massa Komponen *Cooler* (19CL-01)

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
H₂S	34	378,26	11,125
NH₃	17	16,90	0,994
i – C₄H₁₀	58	267,08	4,605
n – C₄H₁₀	58	77,38	1,334
n – C₅H₁₂	72	656,46	9,118

n – C₆H₁₄	86	127,30	1,480
n – C₉H₂₀	128	754,01	5,891
C₈H₁₆	112	325,01	2,902
C₈H₁₀	106	183,03	1,727
C₆H₁₂	84	237,12	2,823
TOTAL		3.022,55	41,999

d) Neraca Panas *Cooler*

1. Enthalpi Umpan Masuk (H_1) pada **60°C**

$$\Delta T_{in} = 60^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C} = 35^\circ\text{C}$$

2. Enthalpi Umpan Keluar (H_2) pada **30°C**

$$\Delta T_{out} = 30^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C} = 5^\circ\text{C}$$

Tabel 12.2 Neraca Panas Komponen *Cooler* (19CL-01)

Komponen	Kmol/jam	Est. Cp (kJ/kmol.C)	H1 (kJ/jam)	H2 (kJ/jam)
H₂S	11,125	34,2	13.316,6	1.902,4
NH₃	0,994	36,0	1.073,5	153,4
C₄H₁₀ (Mix)	5,939	98,0	20.370,8	2.910,1
n – C₅H₁₂	9,118	124,0	39.572,1	5.653,2
n – C₆H₁₄	1,480	149,0	7.718,2	1.102,6
n – C₉H₂₀	5,891	226,0	46.597,8	6.656,8
C₈H₁₆	2,902	188,0	19.095,2	2.727,9
C₈H₁₀	1,727	162,2	9.804,2	1.400,6
C₆H₁₂	2,823	138,1	13.645,4	1.949,3
TOTAL			171.193,8	24.456,3

Panas yang harus diserap oleh air pendingin (*Cooling Water*) merupakan selisih antara entalpi masuk dan entalpi keluar.

1. Entalpi Umpan Masuk (H_{in}) pada 60°C: 213.413,83 kJ/jam

2. Entalpi Umpan Keluar (H_{out}) pada 30°C: 30.487,71 kJ/jam

3. Beban Panas *Cooler* (Q):

$$Q_{cooler} = H_{in} - H_{out}$$

$$Q = 213.413,83 \text{ kJ/jam} - 30.487,71 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = 182.926,12 \text{ kJ/jam}$$

Konversi Beban Panas:

- $Q = 43.719,34 \text{ kkal/jam}$
(Konversi: $1 \text{ kJ} = 0,239 \text{ kkal}$)
- $Q = 173.377,38 \text{ Btu/jam}$
(Konversi: $1 \text{ kJ} = 0,9478 \text{ Btu}$)

e) Menentukan Jumlah Pendingin

Kondisi air pendingin menetapkan suhu masuk (t_1) sebesar 30°C dan suhu keluar (t_2) sebesar 50°C , dengan $\Delta T_{\text{water}} = 20^\circ\text{C}$. Kapasitas panas (C_p) air pendingin adalah $4,184 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$.

Kebutuhan Air Pendingin (Wa):

$$Massa_{\text{air}} = \frac{Q_{\text{cooler}}}{C_{p_{\text{water}}} \times \Delta T_{\text{water}}}$$

$$Wa = \frac{182.926,12}{4,184 \times 20}$$

$$Wa = 2.186,05 \text{ kg/jam}$$

Konversi Jumlah Pendingin:

$$Wa = 4.819,36 \text{ lb/jam}$$

(Konversi: $1 \text{ kg} = 2,2046 \text{ lb}$)

f) Perhitungan Dimensi

1. Menentukan LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

Berdasarkan konversi suhu ke Fahrenheit ($^\circ\text{F}$):

- $T_1 \text{ (Hot In)} = 60,00^\circ\text{C} = 140,0^\circ\text{F}$
- $T_2 \text{ (Hot Out)} = 30,00^\circ\text{C} = 86,0^\circ\text{F}$
- $t_1 \text{ (Cold In)} = 30,00^\circ\text{C} = 86,0^\circ\text{F}$
- $t_2 \text{ (Cold Out)} = 50,00^\circ\text{C} = 122,0^\circ\text{F}$

Kondisi $T_2 = t_1$ (86°F) menghasilkan penyebut LMTD bernilai tak terhingga, sehingga diasumsikan pendekatan suhu ΔT_2 (*Hot Out - Cold In*) yang sangat kecil sebesar 1°F .

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - \Delta T_{asumsi}}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{\Delta T_{asumsi}}\right)}$$

$$LMTD = \frac{(140 - 122) - 1}{\ln\left(\frac{18}{1}\right)} = \frac{17}{2,89}$$

$$LMTD = 5,88^\circ\text{F}$$

2. Data Aliran

- Umpan (Hot Fluid): 3.022,55 kg/jam = 6.663,5 lb/jam
- Pendingin (Cold Fluid): 2.186,05 kg/jam = 4.819,36 lb/jam

3. Overall Heat Transfer Coefficient (U_d)

Merujuk pada pedoman Tabel 8 Kern:

- Hot Fluid: Light Organic
- Cold Fluid: Water
- Range U_d : 75 - 150 Btu/jam.ft².°F
- Dipilih asumsi awal $U_d = 80$ Btu/jam.ft².°F

4. Luas Transfer Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$A = \frac{173.377,38}{80 \cdot 5,88}$$

$$A = 368,57 \text{ ft}^2$$

g) Alokasi Fluida Dan Spesifikasi Tube

- Tube Side: Air pendingin dialokasikan di dalam tube. Penempatan fluida yang berpotensi menimbulkan kerak di sisi ini mempermudah proses pembersihan mekanis.
- Shell Side: Destilat organik.

Spesifikasi Tube (Berdasarkan Tabel 10 Kern):

- Outer Diameter (OD): 0,75 inch (3/4 inch)
- Tebal Tube (BWG): 16
- Inner Diameter (ID): 0,62 inch
- Panjang Tube (L): 16 ft

- Flow area per tube (a'_t): 0,302 in²
- Luas permukaan luar per ft (a''): 0,1963 ft²/ft

Konfigurasi Pitch: Susunan Triangular Pitch diaplikasikan untuk mencapai batas maksimal jumlah tube di dalam luasan *Shell*.

- Susunan Pitch: Triangular
- Pitch (P_T): 1 inch
- Clearance (C'): $P_T - OD = 1 - 0,75 = 0,25$ inch

h) Perhitungan Jumlah Tube (N_t) Dan Dimensi *Shell*

1. Jumlah Tube Teoritis

Panjang tube total yang dibutuhkan dihitung melalui pembagian Luas Area Total (A) dengan Luas Permukaan per ft (a'').

$$L_{total} = \frac{A}{a''}$$

$$L_{total} = \frac{368,57}{0,1963} = 1.877,59 \text{ ft}$$

Jumlahtubehitung($N_{t(hitung)}$):

$$N_{t(hitung)} = \frac{L_{total}}{L}$$

$$N_{t(hitung)} = \frac{1.877,59}{16} = 117,35 \text{ tube}$$

2. Penentuan Standar *Shell* dan Tube

Berdasarkan perhitungan teoritis, spesifikasi standar untuk tube 3/4 inch OD pada pitch 1 inch triangular dengan konfigurasi 2 Pass Tube disesuaikan guna mengakomodasi lebih dari 117,35 tube. Merujuk pada standar Tabel 9 Kern, dimensi alat diperbesar ke ukuran selanjutnya:

- Diameter Dalam *Shell* (*Shell ID*): 15,25 inch (*Ukuran disesuaikan dari desain awal 13,25 inch*)
- Jumlah Tube Standar (N_t): 138 tube

3. Penentuan *Baffle Space* (Jarak *Baffle*)

Baffle space (B) diatur pada rentang 0,2 hingga 1,0 kali Diameter Dalam *Shell* (ID) untuk mengatur aliran turbulen di sisi *Shell*.

- *Baffle Space* (B): 15 inch (Nilai ditetapkan mendekati *Shell* ID untuk meminimalisir persentase awal *Pressure Drop*).

i) Koreksi Luas Area Dan Overall Heat Transfer (U_d)

Penggunaan standar 138 tube melampaui perhitungan teoritis (117,35 tube), sehingga luas area aktual mengalami peningkatan.

1. Luas Area Terkoreksi (A_{aktual})

$$A_{aktual} = N_t \cdot L \cdot a''$$

$$A_{aktual} = 138 \cdot 16 \cdot 0,1963 = 433,43 \text{ ft}^2$$

2. Koefisien Perpindahan Panas Terkoreksi ($U_{d(koreksi)}$)

$$U_{d(koreksi)} = \frac{Q}{A_{aktual} \cdot LMTD}$$

$$U_{d(koreksi)} = \frac{173.377,38}{433,43 \cdot 5,88}$$

$$U_{d(koreksi)} = 68,03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

j) Koefisien Transfer Panas (U_c Dan R_d)

1. Sisi Tube / Tube Side (Fluida Dingin / Air Pendingin)

- *Flow Area* per pass (a_t): Terdapat 138 tube dengan 2 pass untuk spesifikasi 3/4 inch OD 16 BWG.

$$a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n} = \frac{138 \cdot 0,302}{144 \cdot 2} = 0,1447 \text{ ft}^2$$

- *Mass Velocity* (G_t):

$$G_t = \frac{W_{air}}{a_t} = \frac{4.819,36}{0,1447} = 33.305,87 \text{ lb/jam.ft}^2$$

- *Heat Transfer Coefficient* (h_i dan h_{io}): Estimasi koefisien konveksi fluida cair turbulen moderat di dalam tube dipertahankan pada kisaran 600 Btu/jam.ft².°F. Dikoreksi terhadap diameter luar (h_{io}):

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 600 \times \frac{0,62}{0,75} = 496 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

2. Sisi *Shell* / *Shell* Side (Fluida Panas / Destilat Organik)

- Flow Area (a_s):

$$a_s = \frac{D_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T} = \frac{15,25 \cdot 0,25 \cdot 15}{144 \cdot 1} = 0,397 \text{ ft}^2$$

- Mass Velocity (G_s):

$$G_s = \frac{W_{destilat}}{a_s} = \frac{6.663,5}{0,397} = 16.784,63 \text{ lb/jam.ft}^2$$

- Equivalent Diameter (D_e): Berdasarkan konfigurasi Triangular pitch 1 inch dan OD tube 0,75 inch:

$$D_e = 0,71 \text{ inch} = 0,059 \text{ ft}$$

- Heat Transfer Coefficient (h_o):

Karakteristik light organic pada G_s di atas menghasilkan estimasi h_o :

$$h_o \approx 115 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

3. Clean Overall Coefficient (U_c)

Koefisien perpindahan panas total teoretis pada saat unit dalam kondisi bebas endapan/bersih:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = \frac{496 \cdot 115}{496 + 115} = 93,3 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

4. Dirt Factor / Faktor Kekotoran (R_d)

Faktor pembentukan lapisan kotor dihitung guna mengukur durabilitas penyerapan kalor sebelum tahap *maintenance*:

$$R_d = \frac{U_c - U_{d(koreksi)}}{U_c \cdot U_{d(koreksi)}}$$

$$R_d = \frac{93,3 - 68,03}{93,3 \cdot 68,03}$$

$$R_d = 0,00398 \text{ jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$$

5. *Pressure Drop* (Penurunan Tekanan)

- Sisi Tube (ΔP_t - Air Pendingin): Dengan laju aliran massa **33.305,87** lb/jam.ft², tekanan friksi tetap di zona aliran lambat sehingga menghasilkan indikasi kerugian tekanan sangat minimal. Perkiraan final tetap pada batasan $\Delta P_t < 1,0$ psi.
- Sisi *Shell* (ΔP_s - Destilat): Nilai Mass velocity yang lebih lambat (**16.784,63** lb/jam.ft²) di kompartemen *Shell* menjaga fluktuasi penurunan tekanan silang (*cross-Flow*) berada dalam spektrum yang terukur rendah, dengan prakiraan maksimum $\Delta P_s \approx 1,5$ psi.

13. Spesifikasi *Reboiler* (19RB-01)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi: Proses memanaskan kembali *Bottom Product* menara distilasi, agar fraksi ringan yang masih terikut dalam *Bottom Product* bisa teruapkan.

Tipe Alat: *Kettle Reboiler (Shell & Tube Heat Exchanger)*.

Dasar Pemilihan Alat: Umum digunakan untuk menguapkan *Bottom Product* distilasi dengan *range* fraksi penguapan yang besar serta memanfaatkan sirkulasi natural ruang uap yang luas. Pemanas: Medium Pressure Steam (MP Steam) jenuh pada suhu 190°C.

b) Kondisi Operasi

- Suhu Umpan Masuk (t_1): 120°C (248°F).
- Suhu Umpan Keluar (t_2): 145°C (293°F).
- Suhu Pemanas Masuk (T_1): 190°C (374°F).
- Suhu Pemanas Keluar (T_2): 190°C (374°F).
- Tekanan Operasi: 1~Kg/cm² (berdasarkan data spesifikasi desain).
- Laju Alir Total: 125.000,00 Kg/jam

c) Neraca Panas & Beban *Reboiler*

A. Beban Panas *Reboiler* (Q_r)

Berdasarkan perhitungan neraca panas total *Reboiler*:

- $Q_{steam} = 9.144.430,01 \sim \text{kJ/jam}$.
- Dikonversi ke satuan British: $Q_r \approx 8.667.246,75 \sim \text{BTU/jam}$.

B. Kebutuhan Steam Jenuh

- Suhu Steam (T_{sat}): 190°C = 374°F.
- Panas Laten Steam (λ): 1.982,4 kJ/kg.
- Maka, massa steam (m_{steam}) yang dibutuhkan:

$$m_{steam} = \frac{Q_{steam}}{\lambda} = \frac{9.144.430,01}{1.982,4} = 4.612,81 \sim \text{kg/jam}.$$

- $m_{steam} \approx 10.169,4 \sim \text{lb/jam}$.

d) Perhitungan ΔT_{LMTD}

Fluida Panas (Steam): $T_1 = 374^\circ F$, $T_2 = 374^\circ F$. Fluida Dingin (Residu): $t_1 = 248^\circ F$, $t_2 = 293^\circ F$.

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} LMTD = \frac{(374 - 293) - (374 - 248)}{\ln\left(\frac{81}{126}\right)}$$

$$= \frac{81 - 126}{\ln(0,6428)} \approx 101,85^\circ F$$

e) Perancangan Mekanikal (Design)

A. Penentuan Koefisien Perpindahan Panas (U_d)

- Dipilih $U_d = 150 \sim \text{BTU/jam.ft}^2.^\circ F$.

B. Pemilihan Dimensi Pipa (Tube) Menggunakan standar Tabel 10 (Kern):

- Diameter Luar (OD): 0,75 in.
- BWG: 16.
- Diameter Dalam (ID): 0,62 in.
- Luas Permukaan per panjang (a_t''): $0,1963 \sim \text{ft}^2/\text{ft}$.
- Flow area per tube (a_t'): $0,302 \sim \text{in}^2$.
- Panjang Pipa (L): 16 ft.

C. Perhitungan Luas Transfer Panas (A) dan Jumlah Pipa (N_t)

1. Luas Transfer Panas (A):

$$A = \frac{Q_r}{U_d \times LMTD} = \frac{8.667.246,75}{150 \times 101,85} = 567,32 \sim \text{ft}^2.$$

2. Jumlah Pipa (N_t):

$$N_t = \frac{A}{L \times a_t''} = \frac{567,32}{16 \times 0,1963} = 180,6 \sim \text{pipa. Standardisasi (contoh pendekatan tata letak Kettle Reboiler standar Kern): Dipilih jumlah pipa aktual } (N_t) = 192 \text{ pipa (2 pass).}$$

D. Koreksi U_d (Dirt Factor Check)

- $A_{koreksi} = N_t \times L \times a_t'' = 192 \times 16 \times 0,1963 = 603,03 \sim \text{ft}^2.$
- $U_{d,koreksi} = \frac{Q_r}{A_{koreksi} \times LMTD} = \frac{8.667.246,75}{603,03 \times 101,85} = 141,11 \sim \text{BTU/jam.ft}^2.^\circ F.$

f) Evaluasi Perpindahan Panas

A. Tube Side (Fluida Panas: Steam)

1. Flow Area (a_t):

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} = \frac{192 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,2013 \sim \text{ft}^2.$$

2. Mass Velocity (G_t):

$$G_t = \frac{W_s}{a_t} = \frac{10.169,4}{0,2013} = 50.518,6 \sim \text{lb/jam.ft}^2.$$

3. Bilangan Reynold (Re):

$$\mu_{steam} \approx 0,03025 \sim \text{lb/ft.jam} (\text{pada } 374^\circ F). Re = \frac{D \times G_t}{\mu} = \frac{(0,62/12) \times 50.518,6}{0,03025} \approx 86.293.$$

4. Koefisien Film (h_{io}): $1.500 \sim \text{BTU/jam.ft}^2.^\circ F$.

B. *Shell Side* (Fluida Dingin: Organik)

1. Koefisien Film (h_o): $300 \sim \text{BTU/jam.ft}^2.^\circ F$.

C. Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 300}{1.500 + 300} = 250 \sim \text{BTU/jam.ft}^2.^\circ F.$$

D. Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_{d,koreksi}}{U_c \times U_{d,koreksi}} = \frac{250 - 141,11}{250 \times 141,11} = 0,00308. R_d \text{ hitung } (0,00308) > R_d \text{ minimum } (0,0015).$$

g) Evaluasi *Pressure Drop* (ΔP)

- Tube Side (ΔP_t): $Re = 86.293$, karena ini steam yang mengembun, *Pressure Drop* yang dihasilkan relatif sangat kecil dan dapat diabaikan pada spesifikasi standar.
- *Shell Side* (ΔP_s): Untuk jenis alat *Kettle Reboiler*, *Pressure Drop* di dalam *Shell* diabaikan karena tersedianya ruang uap yang sangat besar dan mengandalkan sirkulasi natural

h) Profil Fisis Fluida (*Shell Side* / Fluida Dingin)

Berdasarkan data umpan *Bottom Product (Heavy Naphtha)*:

- Specific Gravity (SG): 0,74
- Densitas Fluida (ρ): $\rho = SG \times \rho_{air}$
 $\rho = 0,74 \times 1.000 \text{ kg/m}^3 = 740 \text{ kg/m}^3$
 (Atau setara dengan $0,74 \times 62,43 \text{ lb/ft}^3 = 46,2 \text{ lb/ft}^3$)
- Laju Alir Massa Total (W): 124.999,99 kg/jam
- Laju Alir Volumetrik (Q):

$$Q = \frac{W}{\rho} = \frac{124.999,99 \text{ kg/jam}}{740 \text{ kg/m}^3} = 168,92 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Shell Side (Fluida Dingin: Heavy Naphtha)

1. Laju alir volumetrik umpan yang masuk ke dalam *Shell* adalah **168,92** m³/jam.
2. Pada *Kettle Reboiler*, *Bottom Product (Heavy Naphtha)* dengan SG 0,74 akan terakumulasi membentuk *pool boiling* menutupi *tube bundle*.
3. *Pressure Drop (ΔP_s)* di dalam *Shell* diabaikan (≈ 0 psi) karena alat ini memiliki ruang uap (*Vapor space*) yang sengaja didesain cukup besar di atas *tube bundle* untuk memfasilitasi pelepasan uap secara sirkulasi natural tanpa hambatan friksi aliran yang signifikan.

i) Perancangan Geometri Mekanikal Luar *Kettle*

Pada *Kettle Reboiler*, ukuran *Shell* luar didesain jauh lebih besar dibandingkan diameter *tube bundle* (bundel pipa) di dalamnya untuk menyediakan ruang uap (*Vapor space*) yang luas. Hal ini berfungsi melepaskan fasa uap fraksi ringan secara *natural circulation* dan mencegah tetesan cairan terbawa arus uap (*Liquid entrainment*).

A. Diameter Pipa Bundel (*Bundle Diameter, D_b*)

Berdasarkan parameter perancangan *tube* sebelumnya:

- Luas Perpindahan Panas (*A*): **567,32**~ft²
- Jumlah *Tube (N_t)*: 192 pipa (2 *pass*)
- Dimensi *Tube*: OD 0,75 in ; *Square Pitch* 1 in
- Penentuan **D_b** : Mengacu pada Tabel 9 (Kern, hal. 841), diameter internal *Shell* minimum yang diperlukan untuk menampung spesifikasi tata letak 192 *tube* dengan susunan tersebut adalah 17,25 inch.
- Maka, Diameter Bundel (**D_b**) di dalam *kettle* diasumsikan sebesar 17,25 inch (0,438 m).

B. Diameter Dalam *Shell* Kettle (D_K)

Desain *Kettle Reboiler* mensyaratkan diameter luar (*Shell*) yang lebih besar agar uap memiliki kecepatan yang cukup rendah saat meninggalkan permukaan cairan.

- Persamaan pendekatan (empiris):

$$D_K \approx 1,4 \sim \text{hingga} \sim 1,5 \times D_b$$

$$D_K = 1,5 \times 17,25 \sim \text{inch} = 25,875 \sim \text{inch}$$

- Standarisasi Dimensi: Dipilih dimensi *Inside Diameter* (ID) standar *Shell* komersial sebesar 26 inch (0,6604 m).

C. Perancangan Tinggi Weir (H_w)

Weir (pelat penghalang) dipasang untuk memastikan seluruh *tube bundle* selalu terendam sempurna dalam cairan umpan (*Bottom Product / Heavy Naphtha*). Ini penting untuk mencegah *tube* mengalami kekeringan (*dry-out*) yang dapat mempercepat pengerakan panas (*fouling*).

- Aturan desain Tinggi *weir* (*Rule of thumb*):

$$H_w = D_b + (2 \sim \text{hingga} \sim 4 \sim \text{inch})$$

$$H_w = 17,25 \sim \text{inch} + 2,75 \sim \text{inch} = 20 \text{ inch} (0,508 \text{ m}).$$

- Evaluasi Ruang Uap (*Vapor Space*):

Jarak antara puncak cairan (keTinggian *weir*) menuju atap *Shell* adalah $26 \sim \text{inch} - 20 \sim \text{inch} = 6 \text{ inch}$ (0,152 m). Ruang seTinggi ini sudah memenuhi kriteria celah minimal yang aman untuk pelepasan uap *boil-up*.

D. Evaluasi Laju Alir Volumetrik dan Hold-Up Cairan

Berdasarkan profil fluida sebelumnya:

- Specific Gravity (SG) Cairan = 0,74
- Densitas (ρ) = $740 \sim \text{kg/m}^3$
- Laju Alir Volumetrik (Q) = $168,92 \sim \text{m}^3/\text{jam}$
- Panjang Area Pemanasan (L) = 16 ft (4,87 m).
- Dengan desain Tinggi *weir* (20 inch) pada *Shell* berdiameter dalam 26 inch, level cairan akan menempati sekitar 82% penampang melintang

tabung. Kapasitas area terendam cairan (*Liquid hold-up*) ini sudah dapat memfasilitasi waktu gal cairan yang memadai agar fraksi ringan pada fasa *Bottom Product* menguap sempurna secara *pool boiling* stabil.

14. Spesifikasi Cooler (19CL-02)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi: Mendinginkan produk bawah menara distilasi (Aliran 9) dari suhu 145°C menjadi suhu 90°C dengan menggunakan media pendingin air masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 50°C.

Type Alat: *Shell and Tube Heat Exchanger* (STHE)

b) Data Operasi

- Kecepatan umpan (W): 124.999,99 kg/jam
- Suhu Umpan Masuk (T1): 145°C (293°F)
- Suhu Umpan Keluar (T2): 90°C (194°F)
- Suhu Pendingin Masuk (t1): 30°C (86°F)
- Suhu Pendingin Keluar (t2): 50°C (122°F)
- Suhu Referensi (Tref): 25°C

c) Neraca Massa Komponen Umpan (Aliran 9)

Tabel 14.1 Neraca Massa Komponen Umpan (Aliran 9)

No	Komponen	Massa (Kg/jam)
1	<i>Hydrogen Sulfida</i>	0,05
2	Amonia	0,00
3	i-Butana	11,13
4	n-Butana	3,22
5	n-Pentana	27,35
6	n-Heksana	5,30
7	n-Nonana	74.647,43
8	Dimetilsikloheksana	32.175,61
9	Etilbenzena	18.120,02
10	Sikloheksana	9,88
TOTAL		124.999,99

d) Neraca Panas Cooler (CL-02)

Berdasarkan data aliran panas pada alat:

- Entalpi Umpan Masuk (Hin) pada 145°C: 32.858.900,76 kJ/jam
- Entalpi Produk Keluar (Hout) pada 90°C: 17.798.571,24 kJ/jam

- Beban Pendingin / Heat Duty (Q loss ke air): 15.060.329,52 kJ/jam
Konversi Heat Duty (Q):

- $Q = 15.060.329,52 \text{ kJ/jam}$
- $Q \approx 3.599.509 \text{ kkal/jam}$
- $Q \approx 14.274.432 \text{ Btu/jam}$

e) Menentukan Jumlah Kebutuhan Pendingin (*Water Cooler*)

- Suhu pendingin masuk (t_1) = 30°C
- Suhu pendingin keluar (t_2) = 50°C
- Kapasitas Panas (C_p) Air Pendingin $\approx 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$

Jumlah Air Pendingin (W_a):

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$W_a = \frac{3.599.509}{1 \cdot (50 - 30)}$$

$$W_a = \frac{3.599.509}{20}$$

$$W_a = 179.975,45 \text{ kg/jam}$$

(Konversi: W_a setara dengan 396.778 lb/jam)

f) Perhitungan Dimensi (Desain Alat)

1. Menentukan LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

Suhu Dikonversi ke Fahrenheit (°F):

- $T_1 \text{ (Hot In)} = 145^\circ\text{C} = 293^\circ\text{F}$
- $T_2 \text{ (Hot Out)} = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$
- $t_1 \text{ (Cold In)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$
- $t_2 \text{ (Cold Out)} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{(293 - 122) - (194 - 86)}{\ln\left(\frac{171}{108}\right)}$$

$$LMTD = \frac{171 - 108}{\ln(1,5833)} = \frac{63}{0,4595} = 137,1^\circ\text{F}$$

2. Data Aliran Beban

- Umpan (Hot Fluid): 124.999,99 kg/jam = 275.577,6 lb/jam
- Pendingin (Cold Fluid): 179.975,45 kg/jam = 396.778 lb/jam

3. Overall Heat Transfer Coefficient (Ud)

Koefisien perpindahan panas desain (Ud) ditetapkan sebesar 75 Btu/jam.ft².°F berdasarkan standar fluida organik berat dan air (Towler & Sinnott, 2021).

- *Hot Fluid*: Heavy Organics (dominan Nonana dan Etilbenzena)
- *Cold Fluid*: Water
- Dari Tabel referensi D.Q Kern, Range Ud: 50 - 100 Btu/jam.ft².°F.
- Dipilih Ud = 75 Btu/jam.ft².°F

4. Luas Area Transfer Panas (A)

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot LMTD}$$

$$A = \frac{14.274.432}{75 \cdot 137,1} = 1.388,2 \text{ ft}^2$$

5. Pemilihan Pipa dan Spesifikasi STHE (Berdasarkan Standar Kern Tabel 9)

Desain STHE dengan $A \approx 1.388 \text{ ft}^2$, dipilih spesifikasi berikut:

- Tube Side: OD = 3/4 in, 16 BWG, Pitch (PT) = 1 in Square pitch.
Panjang tube (L) = 16 ft.
- Surface per lin ft (a"): 0,1963 ft²/ft.
- Jumlah Tube (Nt) Hitung: $A / (L \cdot a") = 1.388,2 / (16 \cdot 0,1963) = 442 \text{ tube}$.

Spesifikasi aktual standar industri menetapkan Diameter Dalam (ID) Shell 27 in dengan Nt Aktual 474 tube (1 *Shell* Pass, 4 Tube Pass).

Koreksi Nilai Ud (Ud Aktual):

- Luas Aktual (A_{akt}) = 474 tube · 16 ft · 0,1963 ft²/ft = 1.488,3 ft².

- $Ud_{\text{koreksi}} = \frac{14.274.432}{1.488,3 \cdot 137,1} = 70,0 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F.$

(Nilai Ud aktual masuk pada rentang 50-100 Btu/jam.ft².°F sehingga spesifikasi ini layak digunakan).

g) Koefisien Transfer Panas & Dirt Factor

Asumsi estimasi properti fluida standar untuk aliran turbulen industri:

- Tube Side (Air Pendingin): Koefisien pindah panas dalam tube (h_{io}) diproyeksikan $\approx 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$. Terkoreksi ke permukaan luar (h_{io}) $\approx 826 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$.
- Shell Side (Campuran Organik): Koefisien pindah panas luar *Shell* (h_o) diproyeksikan $\approx 180 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$.

Clean Overall Coefficient (Uc):

$$Uc = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{826 \cdot 180}{826 + 180} = 147,7 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Dirt Factor / Fouling Factor (Rd):

$$Rd = \frac{Uc - Ud_{\text{koreksi}}}{Uc \cdot Ud_{\text{koreksi}}} = \frac{147,7 - 70,0}{147,7 \cdot 70,0} = 0,0075 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ F / \text{Btu}$$

Kesimpulan: Batas faktor kotoran (Rd) minimum untuk air vs fluida organik umumnya adalah 0,003. Karena hasil Rd terhitung ($0,0075$) $> 0,003$, maka desain spesifikasi alat ini Memenuhi Syarat (Acceptable).

h) *Pressure Drop* (Penurunan Tekanan)

Berdasarkan spesifikasi desain, perhitungan parameter fisik dilakukan pada suhu rata-rata (*bulk temperature*). (Green & Southard, 2019)

- Tube Side (Air Pendingin): Suhu rata-rata $\approx 40^\circ C$ ($104^\circ F$). Viskositas (μ_t) $\approx 0,65 \text{ cP} = 1,57 \text{ lb/ft.hr}$ dan specific gravity (s_t) = 1,0.
- Shell Side (Campuran Organik): Suhu rata-rata $\approx 117,5^\circ C$ ($243,5^\circ F$). Viskositas (μ_s) $\approx 0,3 \text{ cP} = 0,726 \text{ lb/ft.hr}$ dan specific gravity (s_s) $\approx 0,75$.

1. *Shell Side* (Fluida Panas / Aliran 9)

Berdasarkan spesifikasi *Shell* berdiameter 27 in dan *Baffle* spacing sebesar 13,5 in (setengah *ID Shell*):

- *Flow Area* / Luas Penampang Aliran (a_s):

$$a_s = \frac{ID_{shell} \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

Dengan Clearance $C' = 0,25$ in dan *Square Pitch* $P_T = 1,0$ in:

$$a_s = \frac{27 \cdot 0,25 \cdot 13,5}{144 \cdot 1,0} = 0,6328 \text{ ft}^2$$

- *Mass Velocity* (G_s):

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{275.577,6}{0,6328} = 435.489 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Diameter Ekuivalen (D_e) untuk *Square Pitch*:

$$D_e = \frac{4 \cdot \left(P_T^2 - \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} \right)}{\pi \cdot d_o} = \frac{4 \cdot \left(1,0^2 - \frac{3,14 \cdot 0,75^2}{4} \right)}{3,14 \cdot 0,75} = 0,947 \text{ in}$$

$$= 0,0789 \text{ ft}$$

- Bilangan Reynolds (Re_s):

$$Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_s} = \frac{0,0789 \cdot 435.489}{0,726} = 47.329$$

- *Pressure Drop* ΔP_s :

Dari Kern Fig. 29 (atau ekuivalen korelasi), *Friction factor* (f_s) $\approx$ 0,0016.

Jumlah *crossing/Baffle*

$$(N + 1) = \frac{L \cdot 12}{B} = \frac{16 \cdot 12}{13,5} = 14,22 \text{ (digunakan 14 crossing).}$$

$$\Delta P_s = \frac{f_s \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0016 \cdot (435.489)^2 \cdot 2,25 \cdot 14}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0789 \cdot 0,75} = 3,1 \text{ psi}$$

Kesimpulan: Batas wajar untuk fluida organik *Shell* adalah 10 psi.

Karena $\Delta P_s = 3,1 \text{ psi}$ ($< 10 \text{ psi}$), spesifikasi ini Sangat Aman.

2. Tube Side (Fluida Dingin / Air Pendingin)

Berdasarkan spesifikasi pipa 3/4 in OD, 16 BWG ($ID = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$), panjang 16 ft, dengan 4 passes ($n = 4$):

- Flow Area (a_t):

Luas area aliran per tube (a'_t) = $0,302 \text{ in}^2$.

$$a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n} = \frac{474 \cdot 0,302}{144 \cdot 4} = 0,248 \text{ ft}^2$$

- Mass Velocity (G_t):

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = \frac{396.778}{0,248} = 1.599.911 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Bilangan Reynolds (Re_t):

$$Re_t = \frac{D_{ID} \cdot G_t}{\mu_t} = \frac{0,0517 \cdot 1.599.911}{1,57} = 52.684$$

- Pressure Drop ΔP_t (Gesekan dalam pipa):

Dari Kern Fig. 26, Friction factor (f_t) $\approx 0,00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (karena $Re > 10.000$ turbulen).

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{f_t \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_{ID} \cdot s_t}$$

$$\Delta P_{\text{tube}} = \frac{0,00022 \cdot (1.599.911)^2 \cdot 16 \cdot 4}{5,22 \times 10^{10} \cdot 0,0517 \cdot 1,0} = 13,3 \text{ psi}$$

- Pressure Drop ΔP_r (Return Loss / Gesekan pada belokan tube):

$$\Delta P_{\text{return}} = \frac{4 \cdot n}{s_t} \cdot \left(\frac{V_t^2}{2g'} \right) \cdot \left(\frac{62,4}{144} \right)$$

$$\Delta P_{\text{return}} = \frac{4 \cdot 4}{1,0} \cdot \left(\frac{7,12^2}{64,4} \right) \cdot 0,433 = 16 \cdot 0,787 \cdot 0,433 = 5,45 \text{ psi}$$

- Total Penurunan Tekanan Tube (ΔP_T):

$$\Delta P_T = \Delta P_{\text{tube}} + \Delta P_{\text{return}} = 13,3 + 5,45 = 18,75 \text{ p}$$

Kesimpulan: Aliran air (utilitas umum) digerakkan oleh pompa berkapasitas Tinggi dimana nilai maksimum desain allowable ΔP umumnya adalah 20 hingga 25 psi. Karena $\Delta P_T = 18,75 \text{ psi}$ ($< 20 \text{ psi}$), spesifikasi ini Memenuhi Syarat (Acceptable).

i) Perancangan Mekanikal (Mechanical Design)

Desain mekanikal mengacu pada standar *ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII* (ASME, 2021) dengan asumsi tekanan desain 75 psig. Material ditetapkan Carbon Steel SA-285 Grade C dengan tegangan izin 13.700 psi, efisiensi sambungan 0,85, dan faktor kelonggaran korosi 0,125 in.

- Tebal *Shell*:

$$t_s = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + CA = \frac{75 \cdot 13,5}{13.700 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 75} + 0,125$$
$$= 0,212 \text{ in}$$

Ketebalan pelat standar yang dipilih adalah 1/4 in.

- Tebal *Head*: Menggunakan tipe *Ellipsoidal 2:1*, perhitungan tebal *Head* memberikan hasil identik 0,212 in. Ketebalan pelat standar ditetapkan 1/4 in.
- Ukuran Nozzle (Pipa Masuk/Keluar):

Berdasarkan batasan kecepatan linear aliran (1,5 m/s untuk hidrokarbon dan 2,0 m/s untuk air), perhitungan dimensi menghasilkan diameter dalam 7,8 in untuk fluida organik dan 7,0

15. Spesifikasi Cooler (19CL-03)

a) Tugas dan Fungsi Alat

Fungsi: Mendinginkan produk bawah menara distilasi (Aliran 9) dari suhu **90°C** menjadi **35°C** menggunakan media pendingin udara ambien.

Tipe Alat: *Forced Draft / Induced Draft Fin-Tube Air Heat Exchanger*.

Dasar Pemilihan Alat:

- Penggunaan udara sebagai media pendingin lebih ekonomis dibandingkan *cooling water* untuk rentang suhu operasi ini (menghemat biaya utilitas air).
- Suhu target produk keluar (**35°C**) masih memungkinkan dicapai dengan menggunakan suhu udara ambien (**30°C**).
- Area pertukaran panas yang luas dapat dicapai dengan struktur *fin* (sirip) pada *tube*, sehingga transfer panas ke udara lebih optimal.

b) Kondisi Operasi

Berdasarkan neraca panas komponen dan total:

- Fluida Panas (Aliran 9 - Dalam Tube)
 - Suhu Umpan Masuk (T_{in}): **90°C**
 - Suhu Umpan Keluar (T_{out}): **35°C**
 - Laju Alir Massa (m_{hot}): **124.999,99 kg/jam**
 - Entalpi Masuk: **16.972.095,67 kJ/jam**
 - Entalpi Keluar: **2.611.091,64 kJ/jam**
- Fluida Dingin (Udara - Luar Tube)
 - Suhu Udara Masuk (t_{in}): **30°C**
 - Suhu Udara Keluar (t_{out}): **50°C**
- Beban Panas / Heat Duty (Q): **14.361.004,03 kJ/jam**

c) Perhitungan Kebutuhan Udara Pendingin

Kebutuhan massa udara pendingin dihitung menggunakan persamaan perpindahan panas sensibel udara:

$$Q = m_{udara} \times Cp_{udara} \times \Delta t_{udara}$$

Diketahui:

- $Q = 14.361.004,03 \text{ kJ/jam}$
- Cp_{udara} (kapasitas panas udara pada tekanan 1 atm) $\approx 1,005 \text{ kJ/kg.K}$

- $\Delta t_{udara} = t_{out} - t_{in} = 50^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 20^{\circ}\text{C}$ (ekuivalen dengan 20 K)

Penyelesaian:

$$14.361.004,03 \text{ kJ/jam} = m_{udara} \times 1,005 \text{ kJ/kg.K} \times 20 \text{ K}$$

$$14.361.004,03 = m_{udara} \times 20,1$$

$$m_{udara} = \frac{14.361.004,03}{20,1}$$

$$m_{udara} = 714.477,81 \text{ kg/jam} = 198,47 \text{ kg/s}$$

Jadi, kebutuhan massa udara pendingin adalah sebesar 714.477,81 kg/jam.

d) Perhitungan Kebutuhan Daya Motor (Power)

Menghitung kebutuhan daya fan yang menggerakkan udara, kita perlu mengetahui laju alir volumetrik udara dan asumsi *Pressure Drop* udara yang melewati kumpulan *fin tube*.

1. Menghitung Densitas Udara Rata-rata (ρ)

$$\text{Suhu udara rata-rata } (T_{avg}) = \frac{30^{\circ}\text{C} + 50^{\circ}\text{C}}{2} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$\text{Massa molekul relatif udara } (BM) \approx 28,97 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Tekanan operasi } (P) = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ Pa}$$

$$\text{Konstanta gas ideal } (R) = 8.314 \text{ J/kmol.K}$$

$$\rho = \frac{P \times BM}{R \times T_{avg}}$$

$$\rho = \frac{101.325 \times 28,97}{8.314 \times 313,15}$$

$$\rho = 1,127 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Laju Alir Volumetrik Udara (Q_{vol})

$$Q_{vol} = \frac{m_{udara} \text{ (kg/s)}}{\rho}$$

$$Q_{vol} = \frac{198,47 \text{ kg/s}}{1,127 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_{vol} = 176,1 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung Daya Fan (P_{motor})

Diasumsikan *Pressure Drop* udara (ΔP) standar melintasi *bundle tube* adalah sebesar **250 Pa** (sekitar **1 inH₂O**), dengan efisiensi fan (η_{fan}) sebesar **70\%** dan efisiensi motor (η_{motor}) sebesar **90** (Total efisiensi $\eta = 0,63$).

$$P_{motor} = \frac{Q_{vol} \times \Delta P}{\eta}$$

$$P_{motor} = \frac{176,1 \text{ m}^3/\text{s} \times 250 \text{ Pa}}{0,63}$$

$$P_{motor} = 69.880 \text{ Watt} = 69,88 \text{ kW}$$

Konversi ke satuan *Horsepower* (1 kW = 1,341 HP):

$$P_{motor} = 69,88 \times 1,341 = 93,7 \text{ HP}$$

Untuk menjamin keandalan operasi alat, daya motor standar yang dipilih di pasaran *overdesign* menjadi **100 HP**.

e) Perhitungan Beda Suhu Rata-Rata Logaritmik (LMTD)

Data Suhu Operasi:

- Suhu fluida panas masuk (T_1): 90°C
- Suhu fluida panas keluar (T_2): 35°C
- Suhu udara pendingin masuk (t_1): 30°C
- Suhu udara pendingin keluar (t_2): 50°C

Tabel 15.1 Profil Suhu dan LMTD *Cooler Cooler* (CL-03)

Parameter Suhu	Fluida Panas (Aliran 9)	Fluida Dingin (Udara)	Beda Suhu (ΔT)
Suhu Tinggi	$T_1 = 90^\circ\text{C}$	$t_2 = 50^\circ\text{C}$	$\Delta T_1 = 40^\circ\text{C}$
Suhu Rendah	$T_2 = 35^\circ\text{C}$	$t_1 = 30^\circ\text{C}$	$\Delta T_2 = 5^\circ\text{C}$
Selisih Suhu	$T_1 - T_2 = 55^\circ\text{C}$	$t_2 - t_1 = 20^\circ\text{C}$	$\Delta T_1 - \Delta T_2 = 35^\circ\text{C}$

Persamaan LMTD:

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

Penyelesaian LMTD:

$$LMTD = \frac{40 - 5}{\ln\left(\frac{40}{5}\right)}$$

$$LMTD = \frac{35}{\ln(8)}$$

$$LMTD = \frac{35}{2.079}$$

$$LMTD = 16.83^{\circ}\text{C}$$

f) Faktor Koreksi (F_t) dan Beda Suhu Efektif ($\Delta T_{effective}$)

Karena *Cooler Cooler* beroperasi secara *cross-Flow* (udara mengalir melintasi *tube* secara tegak lurus), nilai LMTD murni di atas harus dikoreksi.

- Faktor Kapasitas (R):

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{90 - 35}{50 - 30} = \frac{55}{20} = 2.75$$

- Efektivitas Suhu (S):

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 30}{90 - 30} = \frac{20}{60} = 0.333$$

Berdasarkan grafik koreksi LMTD standar (TEMA) untuk *cross-Flow Heat Exchanger* (fluida dalam tube *unmixed* dan udara luar tube *unmixed*), dengan nilai $R = 2.75$ dan $S = 0.333$, estimasi faktor koreksi (F_t) yang didapat adalah sekitar 0.88.

Beda Suhu Efektif ($\Delta T_{effective}$):

$$\Delta T_{effective} = LMTD \times F_t$$

$$\Delta T_{effective} = 16.83 \times 0.88$$

$$\Delta T_{effective} = 14.81^{\circ}\text{C}$$

g) Estimasi Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan (U_d)

Nilai *Overall Heat Transfer Coefficient* (U_d) untuk *Air Cooled Heat Exchanger* bergantung pada jenis fluida panas yang didinginkan dan material *tube*.

- Fluida Panas (Dalam Tube): Campuran hidrokarbon berat (mayoritas n-Nonana, Dimetilsikloheksana, dan Etilbenzena) dari produk bawah menara distilasi.
- Fluida Dingin (Luar Tube): Udara ambien.
- Referensi U_d : Berdasarkan literatur standar perpindahan panas (misalnya *Process Heat Transfer* oleh D.Q. Kern), rentang nilai U_d desain (*Design Overall Coefficient*) untuk mendinginkan cairan hidrokarbon menengah-berat menggunakan udara berkisar antara 60 hingga 90 Btu/hr.ft².°F (berbasis luas area *bare tube*).

Untuk keamanan desain pabrik, ambil nilai tengah yang konservatif:

- Asumsi U_d : 70 Btu/hr.ft².°F
- Konversi Satuan:
 - 1 Btu/hr.ft².°F = 5.678 W/m².°C
 - $U_d = 70 \times 5.678 = 397.46 \text{ W/m}^2\text{.}^\circ\text{C}$
 - 1 W = 3.6 kJ/jam
 - $U_d = 397.46 \times 3.6 = 1430.8 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.}^\circ\text{C}$ (dibulatkan menjadi 1431 kJ/jam.m².°C)

h) Perhitungan Luas Area Perpindahan Panas (A)

Dengan diketahuinya nilai Beban Panas (Q), Beda Suhu Efektif ($\Delta T_{effective}$), dan U_d , dapat dihitung luas area perpindahan panas yang dibutuhkan (*Heat Transfer Area*).

Diketahui:

- $Q = 14,361,004.03 \text{ kJ/jam}$
- $U_d = 1431 \text{ kJ/jam.m}^2\text{.}^\circ\text{C}$
- $\Delta T_{effective} = 14.81 \text{ }^\circ\text{C}$

Persamaan:

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{effective}}$$

Penyelesaian:

$$A = \frac{14,361,004.03}{1431 \times 14.81}$$

$$A = \frac{14,361,004.03}{21,193.11}$$

$$A = 677.62 \text{ m}^2$$

Jadi, luas area perpindahan panas (*bare tube area*) yang dibutuhkan untuk *Cooler Cooler* ini adalah sebesar 677.62 m².

i) Spesifikasi Mekanik Mekanik Dasar: Estimasi Jumlah Tube (N_t)

Untuk melengkapi spesifikasi alat, luas area tersebut perlu dikonversi menjadi jumlah *tube*.

Asumsi Dimensi Tube Standar:

- *Outside Diameter (OD)* = 1 inch = 0.0254 m
- Panjang Tube (L) = 20 ft = 6.096 m

Luas Permukaan per Tube (a_t):

$$a_t = \pi \times OD \times L$$

$$a_t = 3.14 \times 0.0254 \times 6.096$$

$$a_t = 0.486 \text{ m}^2/\text{tube}$$

Jumlah Tube (N_t):

$$N_t = \frac{A}{a_t}$$

$$N_t = \frac{677.62}{0.486}$$

$$N_t = 1394.27 \text{ tube}$$

Dibulatkan ke atas untuk kemudahan penyusunan susunan pipa (biasanya kelipatan tertentu tergantung *pitch* dan *pass*), jumlah tube yang dibutuhkan adalah sekitar 1396 tube.

16. Spesifikasi Tangki *Feed Naphtha* 19T-01

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Menyimpan bahan baku (*Feed Naphtha*) cair pada kondisi operasi suhu operasi kamar (30°C) dan tekanan atmosferis (1 atm) untuk memenuhi kebutuhan operasional pabrik dengan waktu gal selama 3 hari.
- Tipe Alat: Tangki Silinder Vertikal (Vertical Cylindrical Tank). Pada umumnya menggunakan jenis atap kerucut (*Cone Roof Tank*).
- Dasar Pemilihan:
 1. Fase bahan baku *Naphtha* pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm adalah cair.
 2. Tangki silinder vertikal dengan *cone roof* adalah standar industri kimia dan perminyakan yang paling ekonomis dan efisien untuk menyimpan fluida berfase cair dalam kapasitas besar pada tekanan atmosferis.

b) Spesifikasi Desain Tangki

Laju alir massa total 130.002,46 kg/jam

1. Kapasitas dan Volume Cairan (V_L)

- Laju Alir Massa Total = 130.002,46 kg/jam
- Waktu gal = 3 hari = 72 jam
- Massa *Naphtha* Total = $130.002,46 \times 72 = 9.360.177,12$ kg
- Densitas Campuran (ρ) = 738,5 kg/m³
- Jumlah Tangki (n) = 4 buah
- Massa per tangki = $9.360.177,12 / 4 = 2.340.044,28$ kg

Volume cairan per tangki (V_L):

$$V_L = \frac{2.340.044,28}{738,5} = 3.168,64 \text{ m}^3$$

2. Volume Desain Tangki (V_t) Faktor aman (*overdesign*) ditetapkan 20%:

$$V_t = 1,2 \times 3.168,64 = 3.802,37 \text{ m}^3$$

3. Dimensi Utama (Diameter dan Tinggi) Rasio standar yang digunakan adalah

$$H/D = 0,5.$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^3}{8}$$

$$D = \left[\frac{8 \cdot 3.802,37}{\pi} \right]^{1/3} = 21,31 \text{ m} \approx 69,93 \text{ ft}$$

Tinggi tangki teoritis:

$$H = 0,5 \times 21,31 = 10,655 \text{ m} \approx 34,96 \text{ ft}$$

Penyesuaian menggunakan pelat baja komersial (lebar standar 8 ft):

- Jumlah slab = $34,96 / 8 = 4,37$ slab → Dibulatkan menjadi 5 slab.
- Tinggi Desain (H_{design}) = $5 \times 8 \text{ ft} = 40 \text{ ft}$ (setara 12,19 m).

c) Tebal *Shell* (*Shell* Thickness)

Menggunakan ASME/API Standard (Persamaan Brownell & Young) dengan material Stainless Steel SA 167 Grade 3.

- Tekanan Desain (P_{des}) = 14,7 psi
- Allowable Stress (S) = 18.750 psi
- Efisiensi Sambungan (E) = 0,85
- Faktor Korosi (C) = 0,125 in
- Jari-jari Tangki (R) = $(69,93 / 2) \times 12 = 419,58 \text{ in}$

Tekanan Hidrostatik maksimal di dasar tangki ($\rho \approx 46,08 \text{ lb/ft}^3$):

$$P_{hyd} = \frac{46,08 \cdot 40}{144} = 12,80 \text{ psi}$$

Tebal *course* paling bawah (dasar):

$$t_{shell} = \frac{46,08 \times 40 \times 419,58}{2 \times 18.750 \times 0,85 \times 144} + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,1685 + 0,125 = \textbf{0,2935 in}$$

Tabel 16.1 Gradasi Tebal Pelat per Course (Lebar 8 ft)

Course ke-	KeTinggian (H), ft	Tebal Perhitungan, in	Toleransi Korosi (C), in	Tebal Aktual (t_{shell}), in
1 (Dasar)	40	0,1685	0,125	0,2935
2	32	0,1348	0,125	0,2598
3	24	0,1011	0,125	0,2261
4	16	0,0674	0,125	0,1924
5 (Atas)	8	0,0337	0,125	0,1587

17. Spesifikasi Tangki *Feed Gas Hydrogen* 19T-02

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Menampung sementara gas umpan sebelum dialirkan ke *Compressor recycle gas*
- Tipe Alat: Tangki Bola (*Spherical Tank*).
- Dasar Pemilihan: Bentuk bola ideal untuk gas bertekanan Tinggi karena mendistribusikan tegangan secara merata. Hal ini membuat tangki lebih aman dan menghemat biaya material (dinding bisa lebih tipis).

b) Perhitungan Spesifikasi Desain Tangki

1. Kondisi Operasi

- Suhu Operasi (T): 30°C = 303,15 K
- Tekanan Operasi (P): 19 atm
- Waktu gal Total: 0,5 jam
- Jumlah Tangki: 2 buah

2. Densitas Campuran Gas

Tabel 17.1 Komponen Campuran Gas *Hydrogen*

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)
<i>Hydrogen</i>	647,41	2,016	321,136
Metana	535,61	16,043	33,386
Etana	926,92	30,070	30,825
Propana	1.094,62	44,097	24,823
i-Butana	696,81	58,123	11,989
n-Pentana	432,91	72,150	6,000
TOTAL	4.334,28		428,159

- Laju Alir Massa Total (W): 4.334,28 kg/jam
- Laju Alir Mol Total (M): 428,159 kmol/jam

Berat Molekul Rata-rata (BM_{mix}):

$$BM_{mix} = \frac{W}{M} = \frac{4.334,28}{428,159} = 10,123 \text{ kg/kmol}$$

Densitas Gas (ρ_{gas}) menggunakan persamaan gas ideal dengan $R = 0,08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$:

$$\rho_{gas} = \frac{P \cdot BM_{mix}}{R \cdot T} = \frac{10 \cdot 10,123}{0,08206 \cdot 303,15}$$

$$\rho_{gas} = \frac{101,23}{24,8765} = 4,0693 \text{ kg/m}^3$$

3. Dimensi Tangki Bola

A. Kapasitas Tangki

- Waktu gal per Tangki: $\frac{0,5}{2} = 0,25 \text{ jam}$
- Massa Tertampung per Tangki (m):
 $m = 4.334,28 \times 0,25 = 1.083,57 \text{ kg}$
- Volume Gas Tertampung (V_{gas}):

$$V_{gas} = \frac{m}{\rho_{gas}} = \frac{1.083,57}{4,0693} = 266,28 \text{ m}^3$$

B. Volume Desain Diambil faktor keamanan (*Over design*) sebesar 20%.

$$V_{tangki} = 1,2 \times V_{gas} = 1,2 \times 266,28 = 319,536 \text{ m}^3$$

C. Diameter Tangki (D) Menggunakan rumus volume bola $V = \frac{\pi \cdot D^3}{6}$:

$$D = \left[\frac{6 \cdot V_{tangki}}{\pi} \right]^{1/3}$$

$$D = \left[\frac{6 \cdot 319,536}{3,1416} \right]^{1/3} = [610,27]^{1/3} = 8,482 \text{ m}$$

Diameter dalam inchi: $8,482 \text{ m} \times 39,37 = 333,94 \text{ in.}$

Jari-jari (r): $333,94/2 = 166,97 \text{ in.}$

4. Tebal Tangki (t_{shell})

- Bahan Konstruksi: *Stainless Steel* SA 167 grade 3.
- Tekanan Operasi (P_{op}): $10 \text{ atm} \approx 147 \text{ psi}$.
- Tekanan Desain (P_{desain}): $1,2 \times 147 = 176,4 \text{ psi}$.
- *Allowable Stress* (S): 18.750 psi .
- Efisiensi Sambungan (E): $0,85$.
- Faktor Korosi (c): $0,125 \text{ in.}$

Menggunakan persamaan *ASME Section VIII*:

$$t = \frac{P_{desain} \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_{desain}} + c$$

$$t = \frac{176,4 \cdot 166,97}{(18.750 \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 176,4)} + 0,125$$

$$t = \frac{29.453,51}{15.937,5 - 105,84} + 0,125$$

$$t = \frac{29.453,51}{15.831,66} + 0,125$$

$$t = 1,860 + 0,125 = 1,985 \text{ in}$$

Dipilih ketebalan pelat standar komersial yang terdekat, yaitu 2 inchi.

18. Spesifikasi Tanki Produk *Heavy Naphtha* 19T-03

a) Tugas, Fungsi Alat, dan Dasar Pemilihan

- Fungsi: Menyimpan produk *Treated Naphtha* (fraksi *Heavy Naphtha* dari produk bawah Menara Distilasi) selama 1 minggu (168 jam) sebelum didistribusikan atau diproses lebih lanjut.
- Type Alat: Tangki Silinder Vertikal dengan dasar datar (*Flat Bottom*) dan atap kerucut (*Conical Roof*).
- Dasar Pemilihan:
 1. Fasa Material: Bahan baku berupa cairan (fasa cair) yang disimpan pada kondisi operasi dengan tekanan 1 atm dan suhu lingkungan **30°C**.
 2. Efisiensi Kapasitas: Kapasitas penyimpanan yang sangat besar (lebih dari **2.800 m³** per tangki) membutuhkan luas tanah yang efisien. Tangki silinder vertikal *flat Bottom* adalah standar yang paling ekonomis dan ideal untuk penyimpanan fluida cair tekanan rendah di area industri terintegrasi seperti di Pertamina RU IV Cilacap.
 3. Kemudahan Konstruksi: Penggunaan atap *conical roof* cocok untuk tekanan atmosferis dan mempermudah aliran air hujan turun dari atas tangki.

b) Perhitungan Densitas Campuran Baru (ρ_{mix})

Berdasarkan data *Bottom Product* menara distilasi (Aliran 9), volume spesifik densitas komponen pada **30°C** :

- n-Nonana (C_9H_{20}):

$$74.647,43 \text{ kg/jam} \rightarrow V = \frac{74.647,43}{0,718} = 103.965,78 \text{ L/jam}$$

- Dimetilsikloheksana (C_8H_{16}):

$$32.175,61 \text{ kg/jam} \rightarrow V = \frac{32.175,61}{0,715} = 45.000,85 \text{ L/jam}$$

- Etilbenzena (C_8H_{10}):

- $18.120,02 \text{ kg/jam} \rightarrow V = \frac{18.120,02}{0,863} = 20.996,55 \text{ L/jam}$

- Sisa Komponen Minor (i-Butana, n-Pentana, dll): **56,93 kg/jam** →
(Diasumsikan densitas rata-rata **0,7 kg/L**, $V \approx \mathbf{81,33 \text{ L/jam}}$)

Total Volume Aliran: **103.965,78 + 45.000,85 + 20.996,55 + 81,33 = 170.044,51 L/jam**

Densitas Campuran Rata-rata:

$$\rho_{mix} = \frac{124.999,99 \text{ kg/jam}}{170.044,51 \text{ L/jam}} = \mathbf{0,7351 \text{ kg/L} = 45,89 \text{ lb/ft}^3}$$

c) Perhitungan Kapasitas dan Dimensi Tangki

1. Kapasitas Tangki

- Kapasitas Total (1 Minggu):

$$W_{total} = \mathbf{124.999,99 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam} = 20.999.998,32 \text{ kg}}$$

- Kapasitas Per Tangki ($n = 10$):

$$W_{tangki} = \frac{20.999.998,32}{10} = \mathbf{2.099.999,83 \text{ kg}}$$

- Volume Cairan Per Tangki (V_L):

$$V_L = \frac{2.099.999,83 \text{ kg}}{0,7351 \text{ kg/L}} = \mathbf{2.856.753,95 \text{ Liter} = 2.856,75 \text{ m}^3}$$

- Volume Desain Tangki (V_t): (Faktor overdesign 20%)

$$V_t = \mathbf{1,2 \times 2.856,75 \text{ m}^3 = 3.428,10 \text{ m}^3}$$

2. Dimensi Tangki Ditetapkan perbandingan Tinggi terhadap diameter (H/D) = **0,5**.

- Diameter (D):

$$V_t = \frac{\pi D^3}{8} D = \sqrt[3]{\frac{8 \times 3.428,10}{3,14159}} = \sqrt[3]{8.729,61} = \mathbf{20,59 \text{ meter} \approx 67,55 \text{ ft}}$$

- Tinggi Teoritis (H):

$$H = \mathbf{0,5 \times D = 10,30 \text{ meter} \approx 33,79 \text{ ft}}$$

- Penyesuaian Tinggi Aktual (H_{aktual}): Menggunakan plat standar lebar 8 ft (2,44 m).

- Jumlah course: $n_{course} = \frac{33,79 \text{ ft}}{8 \text{ ft}} = \mathbf{4,22 \approx 5}$ buah course $H_{aktual} = 5 \times 8 \text{ ft} = \mathbf{40 \text{ ft} = 12,19 \text{ meter}}$

3. Perhitungan Tebal Dinding Tangki (*Shell Thickness*)

H_{aktual} 40 ft dan diameter (D) 67,55 ft

19. Spesifikasi Tanki Produk *Light Naphtha* 19T-04

a) Tugas, Fungsi Alat, dan Dasar Pemilihan

- Fungsi Alat: Menyimpan produk atas menara distilasi (*Light Naphtha*) pada suhu operasional 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu gal selama 1 bulan (30 hari atau 720 jam) .
- Tipe Alat: Tangki Silinder Vertikal (*Vertical Cylindrical Storage Tank*) dengan *Flat Bottom* dan *Conical Roof*.
- Dasar Pemilihan: * Fase fluida adalah cair (*Liquid*) pada tekanan atmosferik.
 - Kapasitas penyimpanan yang besar (ribuan meter kubik) paling efisien dan ekonomis menggunakan tangki silinder vertikal.
 - Penggunaan *conical roof* (atap kerucut) merupakan standar untuk tangki di area terbuka agar mempermudah limpasan air hujan

b) Karakteristik Fluida

Tabel 19.1 Karakteristik Fluida

No	Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)	Densitas Cairan, ρ (kg/L)	Laju Volumetrik (L/jam)
1	<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,26	0,790	478,81
2	Amonia	16,9	0,603	28,03
3	i-Butana	267,08	0,557	479,50
4	n-Butana	77,38	0,584	132,50
5	n-Pentana	656,46	0,626	1.048,66
6	n-Heksana	127,3	0,660	192,88
7	n-Nonana	754,01	0,718	1.050,15
8	Dimetilsikloheksana	325,01	0,715	454,56
9	Etilbenzena	183,03	0,867	211,11
10	Sikloheksana	237,12	0,673	352,33
	TOTAL	3.022,55		4.428,53

Densitas Campuran (ρ_{mix}):

$$\rho_{mix} = \frac{\text{Laju Alir Massa Total}}{\text{Laju Volumetrik Total}}$$

$$\rho_{mix} = \frac{3.022,55}{4.428,53} = 0,6825 \text{ kg/L} = 682,5 \text{ kg/m}^3$$

Specific Gravity (SG) campuran ini adalah 0,6825 terhadap air.

c) Perhitungan Spesifikasi Tangki

1. Kapasitas Tangki Kapasitas massa dihitung selama waktu gal 720 jam:

$$M = 3.022,55 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam} = 2.176.236 \text{ kg}$$

Volume Cairan (V_L):

$$V_L = \frac{2.176.236}{682,5} = 3.188,62 \text{ m}^3$$

Volume Desain (V_t) dengan asumsi *overdesign* 20% agar cairan tidak meluap:

$$V_t = 1,2 \times 3.188,62 = 3.826,34 \text{ m}^3$$

2. Penentuan Dimensi Tangki (D dan H)

Diasumsikan rasio $H/D \approx 1$ pada tahap awal:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 3.826,34}{3,1416}} = 16,95 \text{ m} \approx 55,61 \text{ ft}$$

Berdasarkan standar pelat komersial yang umumnya berukuran lebar 8 ft, kita bisa menggunakan 7 lapis pelat (course):

$$H_{baru} = 7 \times 8 \text{ ft} = 56 \text{ ft} \approx 17,07 \text{ m}$$

Koreksi Diameter (D) terhadap Tinggi standar:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 3.826,34}{3,1416 \times 17,07}} = 16,89 \text{ m} \approx 55,41 \text{ ft}$$

Dimensi Terpilih:

- Diameter (D): 16,89 m (55,41 ft)
- Tinggi (H): 17,07 m (56 ft)

3. Tebal Dinding (*Shell Thickness*) Menggunakan basis *Stainless Steel SA 167 Grade 3* ($S = 18.750 \text{ psi}$, $E = 0,85$, $c = 0,125 \text{ in}$):

Tekanan Hidrostatik di dasar tangki ($H = 56$ ft):

$$P = H \times SG \times 0,433$$

$$P = 56 \times 0,6825 \times 0,433 = 16,55 \text{ psi}$$

Tebal Pelat Bawah (t): Diameter (D) dikonversi ke inchi: $55,41 \times 12 = 664,92$ in.

$$t = \frac{P \times D}{2 \times S \times E} + c$$

$$t = \frac{16,55 \times 664,92}{2 \times 18.750 \times 0,85} + 0,125$$

$$t = \frac{11.004,42}{31.875} + 0,125 = 0,345 + 0,125 = 0,470 \text{ in}$$

Untuk tebal pelat bawah, ukuran komersial yang aman dan disarankan adalah 1/2 in (0,5 in).

20. Spesifikasi Pompa *Naphtha* 19P-01

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Mengalirkan umpan Naphta dari mobil tangki menuju tangki penyimpanan (T-01).
- Tipe Alat: *Centrifugal Pump* (Pompa Sentrifugal).
- Dasar Pemilihan: Pompa sentrifugal merupakan tipe yang paling umum, ideal dan efisien untuk memompa cairan berkapasitas Tinggi secara kontinyu dengan viskositas yang rendah.

b) Spesifikasi Desain Pompa

1. Data Operasi & Sifat Fisis Fluida

- Laju Alir Massa ($\dot{m}$): 130.002,46 kg/jam
- Suhu Operasi: 30°C
- Densitas Campuran (ρ): 720,0 kg/m³
- Viskositas Campuran (μ): 0,50 cP (0,0005 kg/m.s)

2. Laju Alir Volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} = \frac{130.002,46 \text{ kg/jam}}{720,0 \text{ kg/m}^3} = 180,56 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konversi satuan:

- $Q = 0,05016 \text{ m}^3/\text{s}$
- $Q \approx 795 \text{ GPM}$

3. Pemipaan dan Kecepatan Aliran Menggunakan spesifikasi pipa yang sama (6 inchi Sch. 40):

- Diameter Dalam (ID): 0,154 m
- Luas Penampang (A_t): 0,0186 m²
- Kecepatan Aliran (v):

$$v = \frac{Q}{A_t} = \frac{0,05016 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0186 \text{ m}^2} = 2,70 \text{ m/s}$$

- Bilangan Reynolds (N_{Re}):

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{720 \cdot 2,70 \cdot 0,154}{0,0005} = 598.752 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

4. Perhitungan *Head* Pompa (H)

- *Head Gesekan (H_f)*: Menggunakan panjang ekuivalen 65 m dan faktor gesek 0,0165.

$$H_f = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} = \frac{0,0165 \cdot 65 \cdot (2,70)^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,154} = 2,59 \text{ m}$$

- *Velocity Head (H_v)*:

$$H_v = \frac{v^2}{2g} = \frac{2,70^2}{2 \cdot 9,81} = 0,37 \text{ m}$$

- *Static Head (H_s)*: 8,00 m

- *Total Head (H)*:

$$H = 0 + H_v + H_s + H_f = 0 + 0,37 + 8,00 + 2,59 = 10,96 \text{ m} \\ \approx 11,0 \text{ m}$$

5. Verifikasi Tekanan (*Pressure*)

Total *Head* 11,0 m yang dihasilkan pompa setara dengan Beda Tekanan (ΔP) yang mengacu pada data *sheet*:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot g \cdot H}{101325 \text{ Pa/atm}} = \frac{720 \cdot 9,81 \cdot 11,0}{101325} = 0,767 \text{ atm} \approx 0,77 \text{ atm}$$

- Tekanan *Suction* (P_1): 1,14 atm
- Tekanan *Discharge* (P_2): $P_1 + \Delta P = 1,14 + 0,77 = 1,91 \text{ atm}$

6. Perhitungan Daya Pompa

- Hydraulic Power (P_{hyd}):

$$P_{hyd} = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot H}{1000} = \frac{0,05016 \cdot 720 \cdot 9,81 \cdot 11}{1000} = 3,90 \text{ kW} \\ = 5,23 \text{ HP}$$

- Brake Horse Power (BHP):

$$BHP = \frac{P_{hyd}}{\eta_{pompa}} = \frac{5,23}{0,75} = 6,97 \text{ HP}$$

- Daya Motor (P_{motor}):

$$P_{motor} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{6,97}{0,88} = 7,92 \text{ HP}$$

Hasil daya hitung adalah 7,92 HP, motor terpasang standar 10 HP

21. Spesifikasi Pompa *Feed Naphtha* 19P-02

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Mengalirkan *Naphtha* dari Tangki Penyimpanan (19T-01) menuju *Heat Exchanger* (HE-01).
- Tipe Alat: *Multistage Centrifugal Pump*.
- Dasar Pemilihan: Pompa sentrifugal merupakan tipe yang paling umum, ideal dan efisien untuk memompa cairan yang membutuhkan lonjakan tekanan Tinggi (dari *Suction* 1,357 atm menjadi *Discharge* 21,5 atm).

b) Spesifikasi Desain Pompa P-02

Kondisi Operasi

- Suhu Operasi: 30°C
- Densitas Campuran (ρ): 739,0 kg/m³
- Viskositas (μ): 0,000725 kg/m.s (0,725 cP)
- Tekanan *Suction* (P_1): 1,357 atm
- Tekanan *Discharge* (P_2): 21,5 atm

c) Kapasitas Volumetrik & Pemipaan

Kecepatan massa fluida (F) adalah 130.002,46 kg/jam atau setara dengan 36,1118 kg/detik.

Kapasitas Volumetrik (Q):

$$Q = \frac{130.002,46}{739,0} = 175,9 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,04886 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Kapasitas ini setara dengan 774,47 gpm.

Diameter Pipa Optimum (Di_{opt}):

$$Di_{opt} = 226 \times (36,1118)^{0,5} \times (739,0)^{-0,35} = 134,58 \text{ mm} \\ = 5,29 \text{ in}$$

Maka, spesifikasi pipa standar (IPS) yang digunakan tetap 6 inchi, Schedule 40.

- Diameter dalam (ID): 0,1541 m
- Luas penampang (A_p): 0,0186 m²

Kecepatan Aliran Linier (v):

$$v = \frac{0,04886}{0,0186} = 2,627 \text{ m/detik}$$

Reynold Number (Re):

$$Re = \frac{739,0 \times 2,627 \times 0,1541}{0,000725} = 412.668 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

- d) Total *Head* Pompa (H) dengan asumsi ekuivalensi panjang pipa total (L_{total}) tetap 76,365 m dan faktor friksi (f) pada pipa *commercial steel* untuk area turbulen tersebut konstan di angka 0,0137.

- Pressure *Head* (H_p):

$$H_p = \frac{(21,5 - 1,357) \times 101.325}{739,0 \times 9,8} = 281,82 \text{ m}$$

- Velocity *Head* (H_v): 0 m (karena tidak ada perubahan diameter pipa).
- Static *Head* (H_s): 4 m.
- Friction *Head* (H_f):

$$H_f = 0,0137 \times \frac{76,365}{0,1541} \times \frac{(2,627)^2}{2 \times 9,8} = 2,39 \text{ m}$$

Total *Head* Pompa (H):

$$H = 281,82 + 0 + 4 + 2,39 = 288,21 \text{ m}$$

Total *Head* ini setara dengan 945,57 ft.

- e) Daya Pompa dan Motor Menggunakan putaran standar pompa (n) sebesar 1.750 rpm.

Kecepatan Spesifik (N_s):

$$N_s = \frac{1.750 \times (774,47)^{0,5}}{(945,57)^{0,75}} = 283,18 \text{ rpm}$$

Hasil perhitungan dipilih *impeller* jenis *Francis Screw* atau *Radial Vane*.

Brake Horse Power (BHP) dengan Specific Gravity (SG) 0,739 dan efisiensi pompa (η) 75%:

$$BHP = \frac{774,47 \times 945,57 \times 0,739}{3960 \times 0,75} = 182,17 \text{ Hp}$$

Daya Motor Hitung (P_{motor}) dengan efisiensi motor 88%:

$$P_{motor} = \frac{182,17}{0,88} = 207,01 \text{ Hp}$$

Daya Motor Terpasang: Motor induksi 3 fase yang digunakan adalah 200 Hp.

22. Spesifikasi Pompa Produk *Light Naphtha* 19P-03

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Mengalirkan distilat (*Top Product / Light Naphtha*) hasil atas menara Distilasi dari Accumulator menuju Tangki Penyimpanan Produk Sampling.
- Tipe Alat: Centrifugal Pump (Single Stage).
- Dasar Pemilihan: Pompa sentrifugal merupakan tipe yang paling umum, ideal dan efisien untuk memompa cairan dengan laju alir menengah, viskositas rendah, dan perbedaan tekanan yang tidak ekstrem.

b) Sifat Fisik Fluida (*Physical Properties*)

Berdasarkan data neraca massa terbaru dengan total laju alir 3.022,55 kg/jam, berikut perhitungan densitas campurannya pada suhu **35°C**.

Tabel 22.1 Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/L) pada 35°C	Volume (L/jam)
<i>Hydrogen</i> Sulfida	378,26	0,786	481,25
Amonia	16,9	0,617	27,39
i-Butana	267,08	0,540 (<i>estimasi</i>)	494,59
n-Butana	77,38	0,579	133,64
n-Pentana	656,46	0,626	1.048,66
n-Heksana	127,3	0,659	193,17
n-Nonana	754,01	0,718	1.050,15
Dimetilsikloheksana	325,01	0,770 (<i>estimasi</i>)	422,09
Etilbenzena	183,03	0,867	211,11
Sikloheksana	237,12	0,779	304,39
TOTAL	3.022,55		4.366,44

- Laju Alir Massa (W): 3.022,55 kg/jam
- Laju Alir Volume (Q_f): 4.366,44 Liter/jam = 4,366 m³/jam
- Densitas Campuran (ρ_{mix}):

$$\rho_{mix} = \frac{3.022,55}{4.366,44} = 0,6922 \sim kg/L \approx 692,2 \sim kg/m^3$$

- Specific Gravity (SG):

$$SG = \frac{692,2}{1000} = 0,692$$

c) Penentuan Ukuran Pipa (*Pipe Sizing*)

- Debit Cairan (Q):

$$Q = \frac{4,366}{3600} = 0,001213 \sim m^3/detik \quad Q = 19,22 \sim gpm$$

- Diameter Optimum (Di_{opt}):

$$Di_{opt} = 226 \cdot Q^{0,5} \cdot \rho^{-0,35}$$

$$Di_{opt} = 226 \cdot (0,001213)^{0,5} \cdot (692,2)^{-0,35}$$

$$Di_{opt} = 226 \cdot 0,0348 \cdot 0,101 = 0,794 \sim inch \approx 20,1 \sim mm$$

Dipilih ukuran pipa standar terdekat yang lebih besar untuk meminimalkan *Pressure Drop*, yaitu 1 inch Schedule 40:

- NPS: 1 inch
- Diameter Dalam (ID): 1,049 inch = 0,0266 m
- Flow Area (A_p): $0,000557 \sim m^2$
- Kecepatan Linier Cairan (v):

$$v = \frac{Q}{A_p} = \frac{0,001213}{0,000557} = 2,17 \sim m/detik \quad (\text{Kecepatan ini ideal karena masuk dalam range } 1,5 - 2,5 \sim m/s)$$

- Bilangan Reynolds (Re):

Viskositas (μ) diasumsikan tetap 0,5 cP (0,0005 Pa.s).

$$Re = \frac{692,2 \cdot 2,17 \cdot 0,0266}{0,0005} = 79.912 \quad \text{Karena } Re > 4000, \text{ maka aliran bersifat Turbulen.}$$

d) Perhitungan Panjang Ekuivalen Pipa (Le)

- Pipa Lurus (L): 50 m
- Total Fit (Le): 1 Sudden Contraction (0,5 ft), 1 Sudden Enlargement (1,0 ft), 4 Standard Elbow 90° (10,8 ft), 1 Gate Valve (0,6 ft), 1 Check Valve (7 ft). Total $\approx 20 \text{ ft} \approx 6 \text{ m}$.
- Panjang Total Ekuivalen (L_{total}): $50 + 6 = 56 \sim m$

e) Perhitungan *Head* Pompa

- Static Head (H_s): $\Delta Z = 4 \sim m$
- Pressure Head (H_p): Mengacu pada Tabel Spesifikasi Pompa: Tekanan Suction (P_1) = 1,6577 atm Tekanan Discharge (P_2) = 3,0 atm
- Beda Tekanan (ΔP) = atm = $PaH_p = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = \frac{135.985}{692,2 \cdot 9,81} = 20,02 \text{ meter}$
- Velocity Head (H_v): ≈ 0
- Friction Head (H_f): Faktor friksi (f) pada $Re = 79.912$ adalah $\approx 0,024$.

$$H_f = f \cdot \frac{L_{total}}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} H_f = 0,024 \cdot \frac{56}{0,0266} \cdot \frac{2,17^2}{2 \cdot 9,81} = 12,14 \sim meter$$
- Total Head Pompa (H):

$$H = H_s + H_p + H_f \quad H = 4 + 20,02 + 12,14 = 36,16 \sim meter \approx 118,6 \sim ft$$

f) Menghitung Daya Pompa (BHP)

- Water Horse Power (WHP): Efisiensi pompa (η) diambil 45%.

$$WHP = \frac{Q(gpm) \cdot H(ft) \cdot SG}{3960} WHP = \frac{19,22 \cdot 118,6 \cdot 0,692}{3960} = 0,398 \sim HP$$
- Brake Horse Power (BHP):

$$BHP = \frac{WHP}{\eta} = \frac{0,398}{0,45} = 0,884 \sim HP$$
- Power Motor: Menggunakan efisiensi motor standar 80%.

$$PowerMotor = \frac{0,884}{0,8} = 1,105 \sim HP$$
 Maka dipilih motor standar yang tersedia di pasaran (NEMA Standard) adalah 1,5 HP.

23. Spesifikasi Pompa Produk *Heavy Naphtha* 19P-04

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Mengalirkan hasil bawah (*Bottom Product*) menara distilasi berupa *Heavy Naphtha* menuju *Cooler* (CL-2).
- Tipe Alat: Centrifugal Pump.
- Dasar Pemilihan: Pompa sentrifugal merupakan tipe yang paling umum, ideal dan efisien untuk memompa cairan berviskositas rendah dengan kapasitas aliran besar dan kebutuhan *Head* yang moderat.

b) Perhitungan Spesifikasi Desain Pompa P-04

1. Data Desain (Kondisi Operasi)

- Laju Alir Massa (F_m): 124.999,99 kg/jam (ekuivalen dengan 34,72 kg/detik)
- Suhu Operasi: 145 °C
- Tekanan *Suction* (P_1): 1,2 atm
- Tekanan *Discharge* (P_2): 3,5 atm
- Beda Tekanan (ΔP): 3,5 atm - 1,2 atm = 2,3 atm ekuivalen dengan 233.047 Pa
- Densitas Fluida (ρ): ~690 kg/m³ (Estimasi koreksi pada 145 °C)
- Viskositas (μ): ~0,24 cP ekuivalen dengan 0,00024 kg/m.s

2. Perhitungan Dimensi Pipa

- Laju Alir Volumetrik (Q)

$$Q = \frac{F_m}{\rho}$$

$$Q = \frac{124.999,99}{690} = 181,16 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,05032 \text{ m}^3/\text{detik} \approx 797,6 \text{ gpm}$$

- Diameter Pipa Optimum (D_{opt})

$$D_{opt} = 226 \times (m)^{0,5} \times (\rho)^{-0,35}$$

$$D_{opt} = 226 \times (34,72)^{0,5} \times (690)^{-0,35}$$

$$D_{opt} = 226 \times 5,892 \times 0,1015 = 135,2 \text{ mm} \approx 5,32 \text{ inchi}$$

- Pemilihan Pipa Standar Mengacu pada standar desain, dipilih pipa 6 inchi Schedule 40.

- ID (Inner Diameter) = 6,065 in = 0,1541 m

- Flow Area (A) = 0,01864 m²

- Kecepatan Linear Cairan (v)

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{0,05032}{0,01864} = 2,70 \text{ m/detik}$$

- Bilangan Reynolds (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{690 \times 2,70 \times 0,1541}{0,00024} = 1.195.436$$

Karena $N_{Re} > 4000$, aliran terkonfirmasi Turbulen.

3. Perhitungan Head Pompa

- Head Statis (H_s) Diasumsikan beda elevasi (ΔZ) tetap sama dengan spesifikasi awal yaitu 4 meter.

- Head Tekanan (H_p)

$$H_p = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$$

$$H_p = \frac{233.047}{690 \times 9,81} = 34,43 \text{ meter}$$

- Head Kecepatan (H_v) Karena diameter pipa hisap dan buang diasumsikan sama, nilai $H_v \approx 0$.

- Head Friksi (H_f) Menggunakan total panjang ekuivalen (L_{total}) 65,91 meter dan faktor friksi (f) 0,0045.

$$H_f = \frac{4f \times L_{total} \times v^2}{2 \times g \times ID}$$

$$H_f = \frac{4(0,0045) \times 65,91 \times (2,70)^2}{2 \times 9,81 \times 0,1541} = 2,86 \text{ meter}$$

- Total Head Pompa (H_{total})

$$H_{total} = H_s + H_p + H_v + H_f$$

$$H_{total} = 4 + 34,43 + 0 + 2,86 = 41,29 \text{ meter} \approx 135,5 \text{ ft}$$

4. Daya Pompa (Power)

- Specific Speed (N_s) Putaran pompa standar (n) = 3500 rpm.

$$N_s = \frac{n \times \sqrt{Q_{gpm}}}{(H_{ft})^{0,75}}$$

$$N_s = \frac{3500 \times \sqrt{797,6}}{(135,5)^{0,75}} = 2.489$$

Dengan N_s ini, jenis impeller yang paling tepat adalah Centrifugal - Francis Vane / Radial.

- Brake Horse Power (BHP) Estimasi efisiensi pompa (η) pada kapasitas aliran ini adalah 75%. Specific Gravity (SG) = $690 / 1000 = 0,69$

$$BHP = \frac{Q_{gpm} \times H_{ft} \times SG}{3960 \times \eta}$$

$$BHP = \frac{797,6 \times 135,5 \times 0,69}{3960 \times 0,75} = 25,11 \text{ HP}$$

- Daya Motor Diasumsikan efisiensi motor penggerak adalah 85% dengan safety factor sebesar 10%.

$$Power_{motor} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} \times 1,1$$

$$Power_{motor} = \frac{25,11}{0,85} \times 1,1 = 32,49 \text{ HP}$$

Daya motor aktual yang dihitung (32,49 HP) Maka dipilih motor standar yang tersedia di pasaran (NEMA Standard) adalah 40 HP.

24. Spesifikasi Pompa Transfer Produk *Heavy Naphtha* 19P-05

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Mengalirkan produk bawah (*Bottom Product*) berupa *Heavy Naphtha* dari tangki penyimpanan (T-03) menuju Unit Platforming.
- Tipe Alat: Centrifugal Pump (*Single Stage* atau *Multistage* tergantung *Head* final).
- Dasar Pemilihan: Pompa sentrifugal merupakan tipe yang paling umum, ideal dan efisien untuk memompa cairan berviskositas rendah dengan kapasitas aliran besar secara kontinyu serta memberikan *Head* yang stabil.

b) Parameter Desain & Sifat Fluida

Kondisi operasi disesuaikan dengan data terbaru:

- Laju Alir Massa (***G***): **124.999,99 kg/jam**
- Suhu Operasi: **30°C**
- Tekanan *Suction* (***P*₁**): 1,0 atm
- Tekanan *Discharge* (***P*₂**): 10,0 atm
- Beda Tekanan (***ΔP***): 9,0 atm (**911.925 N/m²**)

Berdasarkan pendekatan umum hidrokarbon, di estimasikan **$\rho \approx 760$ kg/m³** (*Specific Gravity* $\approx 0,76$) dan **$\mu \approx 0,9$ cP (0,0009 kg/m.s)**

c) Perhitungan Spesifikasi Pompa

1. Laju Alir Volumetrik (***Q***)

$$Q = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\rho}$$

$$Q = \frac{124.999,99 \text{ kg/jam}}{760 \text{ kg/m}^3} = 164,47 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konversi satuan:

- **$Q = 0,0457 \text{ m}^3/\text{detik}$**
- **$Q = 724,14 \text{ GPM}$**

2. Diameter Pipa Ekonomis (Persamaan Peter & Timmerhaus)

$$Di_{opt} = 226 \cdot G^{0,5} \cdot \rho^{-0,35}$$

Dimana **$G = 34,72 \text{ kg/s}$** (laju alir massa per detik).

$$Di_{opt} = 226 \cdot (34,72)^{0,5} \cdot (760)^{-0,35}$$

$$Di_{opt} = 226 \cdot 5,892 \cdot 0,098 \approx 130,5 \text{ mm} \approx 5,14 \text{ inchi}$$

Pemilihan Pipa: Dipilih pipa komersial standar 6 inchi Schedule 40 untuk mencegah *Pressure Drop* yang besar.

- Diameter Dalam (ID) = **0,1541 m**
- Luas Penampang (*A*) = **0,0186 m²**
- Kecepatan Aliran (*v*) = $\frac{Q}{A} = \frac{0,0457}{0,0186} = 2,45 \text{ m/detik}$

3. Bilangan Reynolds (*N_{Re}*) & Aliran

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{760 \cdot 0,1541 \cdot 2,45}{0,0009} \approx 318.673$$

Karena *N_{Re}* > **4000**, aliran bersifat Turbulen. Faktor gesekan pipa baja komersial (*f*) diestimasikan $\approx 0,017$.

4. Perhitungan Total Head (*H*) Diasumsikan panjang ekuivalen perpipaian (*L_e*) tetap **95,9 m** dan elevasi (ΔZ) **6 m** berdasarkan data sebelumnya.

- Static Head (*H_s*): **6,0 m**
- Velocity Head (*H_v*): Diasumsikan ≈ 0 m (karena diameter *Suction* dan *Discharge* diasumsikan sama).
- Friction Head (*H_f*):

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID} = \frac{0,017 \cdot 95,9 \cdot (2,45)^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,1541} = 3,24 \text{ m}$$

- Pressure Head (*H_p*):

$$H_p = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} = \frac{911.925}{760 \cdot 9,81} = 122,3 \text{ m}$$

Total Head Pompa (H):

$$H = H_s + H_p + H_v + H_f = 6,0 + 122,3 + 0 + 3,24 \\ = 131,54 \text{ m}$$

Dengan *Safety Factor* **10**, maka *H_{design}* = **144,69 m (474,7 ft)**.

5. Daya Pompa (BHP) dan Daya Motor Menggunakan kapasitas (Q) **724,14** GPM, *Head* **474,7** ft, Spesific Gravity **0,76**, dan asumsi efisiensi pompa (η_{pump}) sebesar **75**.

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot sg}{3960 \cdot \eta_{pump}} = \frac{724,14 \cdot 474,7 \cdot 0,76}{3960 \cdot 0,75} = \frac{261.250}{2970}$$

$$\approx \mathbf{87,96 \text{ HP}}$$

Penentuan daya motor penggerak, digunakan efisiensi motor standar NEMA sebesar **88**.

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{87,96}{0,88} \approx \mathbf{99,95 \text{ HP}}$$

Sebagai hasil akhirnya, motor penggerak standar yang harus dipasang adalah motor dengan spesifikasi 100 HP

25. Spesifikasi Pompa Transfer Produk *Light Naphtha* 19P-06

a) Tugas dan Fungsi Alat

- Fungsi: Mengalirkan fluida produk atas menara distilasi (*Light Naphtha*) dari Tangki Penyimpanan (T-04) menuju Unit Isomerisasi.
- Tipe Alat: Pompa Sentrifugal (*Centrifugal Pump*).
- Dasar Pemilihan: Pompa sentrifugal merupakan tipe yang paling umum, ideal dan efisien untuk memompa cairan berviskositas rendah yang membutuhkan debit aliran kontinyu dan profil aliran yang stabil.

b) Perhitungan Spesifikasi Desain Pompa

1. Data Operasi dan Sifat Fisik Fluida

- Laju Alir Massa (F_m): 3.022,55 kg/jam
- Suhu Operasi (T): 30 °C
- Tekanan *Suction* (P_1): 1,0 atm
- Tekanan *Discharge* (P_2): 10,0 atm
- Beda Tekanan (ΔP): 9,0 atm (sekitar 911.925 Pa)

Berdasarkan fraksi massa komponen di Aliran 8 (*Hydrogen Sulfida*, n-Pentana, n-Nonana, Dimetilsikloheksana, dll) yang disesuaikan pada suhu 30 °C, kita dapat menghitung densitas campuran:

$$\frac{1}{\rho_{mix}} = \sum \left(\frac{x_i}{\rho_i} \right)$$

Dengan memasukkan nilai densitas standar masing-masing komponen cair pada 30 °C, diperoleh estimasi:

- Densitas Campuran (ρ_{mix}): $\approx 689 \text{ kg/m}^3$
- Specific Gravity (SG): 0,689
- Viskositas Campuran (μ): Diasumsikan $\approx 0,58 \text{ cP}$ (0,00058 kg/m.s) akibat penurunan suhu dari 35 °C ke 30 °C.
- Laju Alir Volumetrik (Q):

$$Q = \frac{F_m}{\rho_{mix}} = \frac{3022,55 \text{ kg/jam}}{689 \text{ kg/m}^3} = 4,387 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q = 0,0012186 \text{ m}^3/\text{s} = 19,32 \text{ GPM}$$

- Laju Alir Massa (m): 0,8396 kg/s
2. Perencanaan Ukuran Pipa Menggunakan persamaan diameter optimum (Peters & Timmerhaus) untuk aliran turbulen:

$$D_{opt} = 226 \times m^{0,5} \times \rho^{-0,35}$$

$$D_{opt} = 226 \times (0,8396)^{0,5} \times (689)^{-0,35} = 21,04 \text{ mm} \approx 0,83 \text{ in}$$

Dipilih standar pipa komersial 1 inchi Sch 40 (NPS 1 in):

- Diameter Dalam (ID): 1,049 in (0,0266 m)
- Luas Penampang (A): 0,0005574 m²
- Kecepatan Aliran (v):

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0012186}{0,0005574} = 2,186 \text{ m/s}$$

(Kecepatan fluida berada dalam rentang aman 1,5 - 3 m/s).

- Bilangan Reynolds (Re):

$$Re = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu} = \frac{689 \times 2,186 \times 0,0266}{0,00058} = 69.088$$

Karena $Re > 4000$, aliran adalah Turbulen.

3. Perhitungan *Head* Pompa Menggunakan asumsi tata letak pemipaan yang sama dari unit T-04 ke Isomerisasi: Panjang pipa ekuivalen (L_{tot}) = 57,53 m dan perbedaan elevasi statis (ΔZ) = 5 m.

- Static Head (H_s): 5 m
- Velocity Head (H_v):

$$H_v = \frac{v^2}{2g} = \frac{2,186^2}{2 \times 9,81} = 0,24 \text{ m}$$

- Friction Head (H_f): Pada $Re = 69.088$ untuk pipa baja komersial ($\epsilon/D = 0,0017$), nilai faktor friksi (f) $\approx 0,024$.

$$H_f = \frac{f \times L_{tot} \times v^2}{2 \times g \times ID} = \frac{0,024 \times 57,53 \times 2,186^2}{2 \times 9,81 \times 0,0266} = 12,64 \text{ m}$$

- Pressure Head (H_p): Mengatasi ΔP sebesar 9 atm.

$$H_p = \frac{\Delta P}{\rho \times g} = \frac{911.925}{689 \times 9,81} = 134,92 \text{ m}$$

- Total Dynamic Head (H):

$$\begin{aligned} H &= H_f + H_v + H_s + H_p = 12,64 + 0,24 + 5 + 134,92 \\ &= 152,8 \text{ m} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 10%, *Head* Desain = 168,1 m (sekitar 551,5 ft).

4. Perhitungan Daya Pompa (Brake Horse Power / BHP) Menggunakan efisiensi pompa (η) konservatif sebesar 50% untuk kapasitas yang relatif kecil:

$$BHP = \frac{Q(\text{GPM}) \times H(\text{ft}) \times SG}{3960 \times \eta}$$

$$BHP = \frac{19,32 \times 551,5 \times 0,689}{3960 \times 0,50} = 3,71 \text{ HP}$$

- Daya Motor: Menggunakan efisiensi motor standar (η_{motor}) sebesar 80%.

$$P_{motor} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{3,71}{0,80} = 4,63 \text{ HP}$$

Sebagai hasil akhirnya, motor penggerak standar yang harus dipasang untuk mengakomodasi kebutuhan P_{motor} sebesar 4,63 HP Adalah 5 HP

LAMPIRAN D

UTILITAS

Unit utilitas merupakan fasilitas pendukung dalam penyediaan air, uap (*steam*), tenaga listrik, dan bahan bakar. Keberadaan fasilitas ini bersifat esensial bagi kelangsungan proses operasi pabrik. Sistem penyediaan air secara umum meliputi unit pengolahan air baku, penyediaan air pendingin (*cooling water*), dan penyediaan air umpan boiler (*boiler Feed water*).

1. Kebutuhan Air Total

Air baku (*raw water*) diperoleh dari sumber air permukaan (sungai) terdekat dengan lokasi pabrik. Air baku tersebut diolah melalui tahapan sedimentasi, koagulasi-flokulasi, filtrasi, demineralisasi, dan deaerasi guna memenuhi baku mutu air industri (Towler & Sinnott, 2021).

Kapasitas air yang disirkulasikan dalam sistem pabrik diklasifikasikan menjadi tiga parameter utama:

A. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Berdasarkan spesifikasi desain perpindahan panas pada alat penukar panas (*Heat Exchanger*), laju alir massa air pendingin yang disyaratkan untuk operasional unit adalah sebagai berikut:

- *Partial Condenser* (19CD-01) = 613.590,78 kg/jam
- *Condenser* (19CD-02) = 14.632,00 kg/jam
- *Cooler* (19CL-01) = 2.186,05 kg/jam
- *Cooler* (19CL-02) = 179.975,45 kg/jam

Total sirkulasi air pendingin (W_c):

$$\begin{aligned} W_c &= 613.590,78 + 14.632,00 + 2.186,05 + 179.975,45 \\ &= 810.384,28 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

B. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Kebutuhan air bebas mineral (demineralisasi) untuk pembentukan uap (*steam*) jenuh pada suhu 190°C didasarkan pada beban panas laten (*latent heat*) perangkat berikut:

- *Heat Exchanger* (19HE-02) = 8.873,13 kg/jam
- *Kettle Reboiler* (19RB-01) = 4.612,81 kg/jam

Total sirkulasi air umpan *boiler* (W_s):

$$W_s = 8.873,13 + 4.612,81 = 13.485,94 \text{ kg/jam}$$

C. Air Domestik dan Fasilitas Penunjang

Estimasi kebutuhan air bersih untuk keperluan operasional gedung ditetapkan sebesar 10 kg/jam per individu. Total populasi karyawan dan keluarga diasumsikan sebanyak 258 orang.

- Kebutuhan domestik (258 orang $\times$ 10 kg/jam) = 2.580 kg/jam
- Kebutuhan laboratorium (10% dari kebutuhan domestik) = 258 kg/jam
- Kebutuhan bengkel/pemeliharaan (10% dari kebutuhan domestik) = 258 kg/jam

Total kebutuhan air domestik (W_{rt}):

$$W_{rt} = 2.580 + 258 + 258 = 3.096 \text{ kg/jam}$$

Total Kebutuhan Air Sirkulasi (W_{total}):

Keseluruhan air yang mengalir dalam siklus tertutup maupun terbuka dihitung melalui persamaan berikut:

$$W_{total} = W_c + W_s + W_{rt}$$

$$W_{total} = 810.384,28 + 13.485,94 + 3.096 = 826.966,22 \text{ kg/jam}$$

Neraca Kehilangan Air (*Water Losses*)

Siklus operasi utilitas mengalami kehilangan massa air akibat proses *eVaporasi* termal dan mekanisme pembuangan terencana (*blowdown*) untuk menjaga parameter kualitas air (Perry & Green, 2019). Pemenuhan laju air yang hilang diatasi melalui penambahan air segar (*make-up water*).

1. Kehilangan Air Akibat *eVaporasi* di Cooling Tower (M_v)

Kuantitas *eVaporasi* pada menara pendingin dievaluasi secara proporsional terhadap komparasi laju alir air pendingin desain terbaru ($W_{c(bar)}$) dengan basis desain neraca massa awal ($W_{c(lama)}$) sebesar 1.042.847,40 kg/jam dan *eVaporasi* awal $M_{v(lama)}$ sebesar 35.898,47 kg/jam).

$$M_v = M_{v(lama)} \times \left(\frac{W_{c(bar)}}{W_{c(lama)}} \right)$$

$$M_v = 35.898,47 \times \left(\frac{810.384,28}{1.042.847,40} \right) = 27.896,25 \text{ kg/jam}$$

2. Kehilangan Air Akibat Blowdown Cooling Tower (B_{CT})

Batas pembuangan (blowdown) pada menara pendingin diatur sebesar 12,5% dari total air eVaporasi guna mempertahankan rasio siklus konsentrasi (*cycle of concentration*) mineral.

$$B_{CT} = 0,125 \times M_v$$

$$B_{CT} = 0,125 \times 27.896,25 = 3.487,03 \text{ kg/jam}$$

3. Kehilangan Air Akibat Blowdown Boiler (B_{BL})

Batas pembuangan pada *boiler* diatur sebesar 25% dari total sirkulasi air umpan *boiler* guna mencegah presipitasi kerak silika pada sistem bertekanan.

$$B_{BL} = 0,25 \times W_s$$

$$B_{BL} = 0,25 \times 13.485,94 = 3.371,49 \text{ kg/jam}$$

4. Akumulasi Air Make-up Sebelum Unit Clarifier (M_{pra-CL})

Akumulasi air yang wajib ditambahkan ke dalam sistem sebelum tahapan sedimentasi (clarifier) merupakan penjumlahan dari total kehilangan air operasional dan konsumsi air domestik.

$$M_{pra-CL} = M_v + B_{CT} + B_{BL} + W_{rt}$$

$$\begin{aligned} M_{pra-CL} &= 27.896,25 + 3.487,03 + 3.371,49 + 3.096,00 \\ &= 37.850,77 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5. Kehilangan Air Akibat Pembuangan Lumpur Clarifier (B_{CL})

Tahapan koagulasi menghasilkan residu flok (lumpur). Batas pembuangan lumpur (*sludge blowdown*) ditetapkan sebesar 2,5% dari akumulasi laju alir air yang masuk ke unit *clarifier*.

$$B_{CL} = 0,025 \times M_{pra-CL}$$

$$B_{CL} = 0,025 \times 37.850,77 = 946,27 \text{ kg/jam}$$

6. Total Kebutuhan Air Baku Tambahan (*Total Make-up Water*)

Total kapasitas desain air baku (*raw water*) yang wajib diekstraksi dari sumber lingkungan per jam dihitung dengan mengakumulasi seluruh kehilangan air dalam sistem.

$$M_{total} = M_{pra-CL} + B_{CL}$$

$$M_{total} = 37.850,77 + 946,27 = 38.797,04 \text{ kg/jam}$$

Dengan asumsi densitas air standar pada kondisi ambien mendekati **1.000** kg/m³, kapasitas volumetrik pompa air baku tambahan (*make-up water pump*) yang direkomendasikan adalah sebesar 38,80 m³/jam.

1.1 Pompa (PU - 01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap Awal (BU-01).

Spesifikasi Operasi

- Jumlah pompa: 1 unit.
- Kecepatan massa fluida: 49800,22 kg/jam (13,83339 kg/detik).
- Rapat massa fluida (ρ): 1000 kg/m³.
- Viskositas cairan (μ): 0,65 cp (0,00065 kg/m.s).
- Suhu operasi: 30 °C.

Asumsi perubahan: Pressure Head = 0 m; Velocity Head = 0 m.

- Pemilihan Pipa Material pipa yang dipilih adalah *Carbon Steel*. Diameter optimum dihitung menggunakan persamaan berikut:
- $D_{opt} = 282 \cdot L^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$
- Berdasarkan perhitungan, diperoleh D_{opt} sebesar 85,80885 mm (3,378301 in).

Pemilihan pipa standar mengacu pada spesifikasi berikut:

- IPS: 3 in.
- Schedule No.: 40.
- Diameter luar (OD): 3,500 in.
- Diameter dalam (ID): 3,068 in (0,0779 m).
- Luas penampang (A_p): 7,389 in² (0,004767 m²).

Sifat Aliran

- Kecepatan volume cairan (Q): 0,013833 m³/detik (219,2876 gpm).
- Kecepatan linier cairan (v): 2,90189 m/detik. Persamaan yang digunakan:

$$v = \frac{Q}{A_p}$$

- Bilangan Reynold (***Re***): 347901,8. Nilai ini menunjukkan profil aliran turbulen. Persamaan yang digunakan:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu}$$

- Panjang Ekuivalen dan Friksi Panjang ekuivalen (***L_e***) mencakup:
- *2 Sudden Enlargement*: 4,51104 m.
- *2 Sudden Contraction*: 2,86512 m.
- *4 Standard Elbow*: 17,31264 m.
- *1 Gate Valve*: 0,57912 m.
- Panjang total pipa ekuivalen tercatat sebesar 125,2679 m.
- Faktor friksi (***f***) bernilai 0,0135.
- Perhitungan *Head* dan Daya Pompa
- Pressure *Head* (***H_p***): 0 m.
- Velocity *Head* (***H_v***): 0 m.
- Static *Head* (***H_s***): ***Z₂ – Z₁*** = 2 m.
- Friction *Head* (***H_f***): 9,3142 m. Persamaan yang digunakan:
- $$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$
- Total *Head* Pompa (***H***): ***H_p + H_v + H_s + H_f*** = 29,31424 m (96,17533 ft).
- Putaran Pompa (***n***): 1250 rpm.
- Spesific Speed (***N_s***): 602,7251 rpm. Persamaan yang digunakan:
- $$N_s = \frac{n \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}}$$
- Brake Horse Power (***BHP***): 8,193497 Hp dengan asumsi efisiensi 0,65. Persamaan yang digunakan:
- $$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{3960 \cdot eff}$$
- Kebutuhan motor standar 3 fase yang dipilih adalah 7,5 Hp.

1.2 Bak Pengendap Awal (BU - 01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan berlangsung melalui mekanisme gravitasi dengan waktu gal selama 24 jam.

Penentuan Kapasitas

- Kecepatan massa air (Q): 49800,220 kg/jam (49,8002 m³/jam).
- Volume air yang ditampung (V_w): 1195,205 m³. Persamaan yang digunakan:
- $V_w = Q \cdot t$
- Penerapan faktor *over design* 20% menghasilkan volume rancangan total sebesar 1434,246 m³.

Dimensi Alat Bentuk alat dirancang berupa empat persegi panjang dengan ketentuan kedalaman 3 m dan rasio panjang terhadap lebar (P/L) sebesar 2.

- Persamaan volume tangki:
$$V = P \cdot L \cdot T$$
$$V = 2L \cdot L \cdot 3 = 6L^2$$
- Lebar bak (L) dihitung dengan persamaan:
$$L = \left(\frac{V}{6}\right)^{0,5}$$
- Berdasarkan perhitungan, diperoleh lebar bak sebesar 15,46095 m.
- Panjang bak (P): $2 \cdot 15,46095 = 30,92191$ m.
- Ukuran akhir rancangan dibulatkan menjadi: Panjang = 31 m, Lebar = 15 m, Kedalaman = 3 m.

1.3 Bak Penampung Awal (BU - 02)

Fungsi : Menampung air dari Bak Pengendap Awal (BU-01) dan mengendapkan kotoran lembut secara gravitasi. Waktu gal cairan ditetapkan selama 24 jam.

Penentuan Kapasitas

- Kecepatan massa air (Q): 49800,220 kg/jam.
- Volume air yang ditampung (V_w): 1195,21 m³. Persamaan yang digunakan:
$$V_w = Q \cdot t$$
- Penerapan faktor *over design* 20% menghasilkan volume rancangan total sebesar 1434,246 m³.

Dimensi Alat Alat dirancang dengan bentuk empat persegi panjang dengan spesifikasi kedalaman 3 m dan rasio panjang terhadap lebar (=) sebesar 2.

- Persamaan dimensi tangki:
$$V = P \cdot L \cdot T$$
$$V = 2L \cdot L \cdot 3 = 6L^2$$
- Lebar bak (L) ditentukan dengan persamaan:
$$L = \left(\frac{V}{6}\right)^{0,5}$$
- Hasil kalkulasi menunjukkan nilai lebar bak sebesar 15,46095 m.
- Panjang bak (P): 30,92191 m.
- Ukuran akhir rancangan ditetapkan pada dimensi: Panjang = 31 m, Lebar = 15 m, Kedalaman = 3 m.

1.4 Pompa (PU - 03)

Deskripsi Tugas Tugas alat adalah mengalirkan air dari Bak Pengendap Awal (BU-01) menuju Bak Penampung.

Spesifikasi Operasi

- Jumlah pompa: 1 unit.
- Kecepatan massa fluida: 49800,22 kg/jam (13,83339 kg/detik).
- Rapat massa fluida (ρ): 1000 kg/m³.
- Viskositas cairan (μ): 0,65 cp (0,00065 kg/m.s).
- Suhu operasi: 30 °C.
- Parameter perubahan: Pressure Head = 0 m; Velocity Head = 0 m.
- Pemilihan Pipa Material pipa ditetapkan menggunakan Carbon Steel.
Diameter optimum dihitung melalui persamaan:
$$D_{opt} = 282 \cdot L^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$$
- Nilai D_{opt} tercatat sebesar 85,80885 mm (3,378301 in).

Spesifikasi pipa standar yang digunakan meliputi:

- IPS: 3 in.
- Schedule No.: 40.
- Diameter luar (OD): 3,500 in.
- Diameter dalam (ID): 3,068 in (0,077927 m).
- Luas penampang (A_p): 7,389 in² (0,004767 m²).

Sifat Aliran

- Kecepatan volume cairan (Q): 0,013833 m³/detik (219,2876 gpm).
- Kecepatan linier cairan (v): 2,90189 m/detik. Persamaan yang digunakan:
$$v = \frac{Q}{A_p}$$
- Bilangan Reynold (Re): 347901,8. Profil aliran diklasifikasikan sebagai turbulen. Persamaan yang digunakan:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu}$$

- Panjang Ekuivalen dan Friksi Panjang ekuivalen (L_e) ditentukan dari komponen berikut:
- 2 Sudden Enlargement: 4,51104 m.
- 2 Sudden Contraction: 2,86512 m.
- 4 Standard Elbow: 17,31264 m.
- 1 Gate Valve: 0,57912 m.
- Panjang pipa linier: 50 m.
- Panjang total pipa ekuivalen: 75,26792 m.
- Faktor friksi (f): 0,0135.

Perhitungan *Head* dan Daya Pompa

- Pressure *Head* (H_p): 0 m.
- Velocity *Head* (H_v): 0 m.
- Static *Head* (H_s): $Z_2 - Z_1 = 22 - 20 = 2$ m.
- Friction *Head* (H_f): 5,596513 m. Persamaan:

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

- Total *Head* Pompa (H): $H_p + H_v + H_s + H_f = 25,59651$ m (83,97806 ft).
- Putaran Pompa (n): 1250 rpm.
- Spesific Speed (N_s): 667,2563 rpm. Persamaan:

$$N_s = \frac{n \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}}$$

- Brake Horse Power (BHP): 7,15437 Hp. Persamaan dengan asumsi efisiensi 0,65:

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{3960 \cdot eff}$$

- Kebutuhan daya motor standar 3 fase: 7,5 Hp.

1.5 Tangki Flokulator (TFU - 01)

Deskripsi Tugas Tugas alat adalah melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan ke dalam Clarifier (CL-01) dengan kecepatan total 49800,22 kg/jam. Bentuk alat adalah tangki silinder vertikal.

Penentuan Kapasitas

- Waktu gal (**t**): 15 menit (0,25 jam).
- Kapasitas massa (**W**): 12450,05 kg. Persamaan:

$$W = Q \cdot t$$

- Densitas campuran: 1,002 kg/lt.
- Volume Cairan: 12425,2 lt (12,4252 m³). Persamaan:

$$V_c = \frac{W}{\rho}$$

- Penerapan faktor over design 20% menghasilkan Volume Tangki (**V_t**) sebesar 14,9102 m³.

Dimensi Alat

- Rasio Tinggi terhadap diameter (**H/D**): 2.
- Diameter (**D**) dihitung dengan persamaan:

$$D = \left[\frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot (H/D)} \right]^{1/3}$$

- Hasil perhitungan Diameter (**D**): 2,11769 m, dibulatkan menjadi 2,12 m.
- Tinggi (**H**): **D** · 2 = 4,23537 m, dibulatkan menjadi 4,24 m.

1.6 Tangki Tawas (TU - 01)

Deskripsi Tugas Tugas alat adalah melarutkan dan membuat larutan Tawas 5% yang diumpankan ke dalam Clarifier (CL-01). Bentuk alat berupa tangki silinder vertikal.

Penentuan Kebutuhan Material

- Kapasitas debit air: 49,80022 m³/jam (13157,26 gal/jam).
- Kebutuhan Tawas ($Al_2(SO_4)_3$): 715 Lb/1000000 Gallon (0,000715 Lb/Gallon).
- Massa Tawas: 9,407439 Lb/jam (4,276109 kg/jam).
- Konsentrasi larutan: 5%.
- Kebutuhan air pelarut: $(95/5) \cdot 9,407439 = 178,7413$ Lb/jam (81,24607 kg/jam).

Penentuan Kapasitas dan Dimensi

- Waktu gal operasi: 720 jam.
- Kapasitas massa total (W): 61575,97 Kg.
- Densitas cairan: 1,002 kg/lt.
- Volume cairan: 61453,06 lt (61,45306 m³).
- Penerapan faktor over design 20% menghasilkan Volume Tangki (V_t) sebesar 73,74367 m³.
- Dimensi akhir yang ditetapkan: Diameter (D) = 4,5 m; Tinggi (H) = 4,5 m.

1.7 Tangki Larutan Kapur (TU - 02)

Deskripsi Tugas Tugas alat adalah melarutkan larutan Kapur 5% sebagai umpan Clarifier (CL-01) guna mengurangi kesadahan karbonat dan menciptakan suasana basa pada proses penggumpalan. Tipe alat berupa tangki silinder vertikal.

Penentuan Kebutuhan Material

- Kecepatan massa air umpan: 49800,22 Kg/jam.
- Reduksi kesadahan: Dari 250 ppm menjadi 65 ppm (kadar yang dihilangkan = 185 ppm).
- Rasio Ca(OH)_2 : 80 ppm per 100 ppm kesadahan.
- Kadar Ca(OH)_2 yang diperlukan: $(80/100) \cdot 185 = 148$ ppm.
- Massa Ca(OH)_2 yang dibutuhkan: 7,370433 Kg/jam.
- Konsentrasi larutan: 5%.
- Kebutuhan air pelarut: 140,0382 kg/jam.
- Penentuan Kapasitas dan Dimensi
- Waktu gal operasi: 720 jam.
- Kapasitas massa total (W): 106134,2 Kg.
- Densitas cairan: 1,002 kg/lt.
- Volume cairan: 105922,4 lt (105,9224 m³).
- Penerapan faktor over design 20% menghasilkan Volume Tangki (V_t) sebesar 127,1069 m³.
- Dimensi akhir yang ditetapkan: Diameter (D) = 5,5 m; Tinggi (H) = 5,5 m.

1.8 Tangki Poly Elektrolit (TU - 03)

Deskripsi Tugas Tugas alat adalah melarutkan Poly elektrolit 5% sebagai umpan tambahan pada Clarifier (CL-01). Spesifikasi alat menggunakan tangki silinder vertikal.

Penentuan Kebutuhan Material

- Kecepatan massa air: 49800,22 Kg/jam.
- Dosis Poly elektrolit: 0,5 ppm.
- Kebutuhan massa Poly elektrolit: 0,0249 kg/jam.
- Konsentrasi larutan: 5%.
- Kebutuhan air pelarut: $(95/5) \cdot 0,0249 = 0,473102$ kg/jam.
- Penentuan Kapasitas dan Dimensi
- Waktu gal operasi: 2160 jam.
- Kapasitas massa total (**W**): 1075,685 Kg.
- Densitas cairan: 1,002 kg/lt.
- Volume cairan: 1073,538 lt (1,073538 m³).
- Penerapan faktor over design 20% menghasilkan Volume Tangki (**V_t**) sebesar 1,288245 m³.
- Dimensi akhir yang ditetapkan: Diameter (**D**) = 1,2 m; Tinggi (**H**) = 1,2 m.

1.9 Clarifier (CL - 01)

Deskripsi Tugas Spesifikasi operasional ditujukan untuk menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid dari Bak Penampung Awal (BU-02). Penetapan waktu gal cairan adalah 12 jam.

Penentuan Kapasitas

- Kecepatan volume air (Q): 49,8002 m³/jam.
- Volume air teoritis (V_w): 597,6026 m³. Perhitungan didasarkan pada persamaan:
$$V_w = Q \cdot t$$
- Volume desain total (V_t): 717,1232 m³, dengan memperhitungkan faktor over design 20%.

Dimensi Alat Bentuk alat dirancang menyerupai kerucut (conis).

- Parameter rasio rancangan: Diameter terhadap Kedalaman (D/L) sebesar 2; Kedalaman terhadap Tinggi Cone (L/H) sebesar 2.
- Relasi substitusi dimensi: $L = \frac{1}{2}D$ dan $H = \frac{1}{4}D$.
- Volume clarifier dihitung dengan persamaan gabungan silinder dan kerucut:
$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \frac{H}{3}$$
- Substitusi nilai L dan H menghasilkan persamaan:
$$V_t = \frac{7 \cdot \pi \cdot D^3}{48}$$
- Diameter (D): 11,61 m. Diselesaikan dengan persamaan:
$$D = \left(\frac{48 \cdot V_t}{7 \cdot \pi} \right)^{1/3}$$
- Kedalaman (L): 5,81 m.
- Tinggi Cone (H): 2,90 m.
- Ukuran akhir rancangan: Diameter = 11,61 m, Kedalaman = 5,81 m, Tinggi Cone = 2,90 m.

1.10 Saringan Pasir (SPU - 01)

Deskripsi Tugas Spesifikasi operasional ditujukan untuk menyaring *suspended solid* koloid yang telah menggumpal dengan kecepatan umpan fluida sebesar 48585,58 Kg/jam. Tipe alat ditetapkan sebagai *Gravity Sand Filter*.

Penentuan Kapasitas dan Dimensi

- Kecepatan volume air: 48,58558 m³/jam (213,9391 gpm).
- Kecepatan penyaringan (G_r): 2 gpm/ft².
- Luas penampang (A_s): 106,9696 ft². Perhitungan berdasarkan persamaan:

$$A_s = \frac{Gpm}{G_r}$$

- Diameter (D): 3,558035 m (11,67334 ft). Persamaan yang digunakan:

$$D = \left[\frac{4 \cdot A_s}{\pi} \right]^{1/2}$$

- Waktu gal cairan: 30 menit.
- Volume tangki desain: 29,15135 m³, dengan memperhitungkan faktor *over design* 20%.
- Tinggi tangki (L): 2,93381 m. Persamaan yang digunakan:

$$L = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$$

Proses Pencucian (Backwash)

- Kecepatan pencucian: 10 gpm/ft².
- Kecepatan massa air pencuci: 1069,696 gpm pada luas 106,9696 ft².
- Waktu pencucian: 20 menit.
- Kebutuhan air pencuci total: 21393,91 gallon.

1.11 Bak Penampung Air Bersih (BU - 03)

Deskripsi Tugas Tugas alat adalah mengendapkan kotoran kasar. Mekanisme pengendapan terjadi secara gravitasi dengan waktu gal cairan 24 jam.

Penentuan Kapasitas

- Kecepatan massa fluida (Q): 49800,220 Kg/jam (49,8002 m³/jam).
- Volume cairan teoritis (V_w): 1195,205 m³. Persamaan yang digunakan:
- $V_w = Q \cdot t$
- Volume desain total (V_t): 1434,246 m³, dengan *over design* 20%.
- Dimensi Alat Bentuk alat merupakan empat persegi panjang dengan rasio Panjang terhadap Lebar (P/L) sebesar 2 dan kedalaman tetap 3 m.
- Persamaan volume struktural:
- $V = P \cdot L \cdot T$
- $V = 2L \cdot L \cdot 3 = 6L^2$
- Lebar bak (L): 15,46095 m. Persamaan yang digunakan:
- $L = \left(\frac{V}{6}\right)^{0,5}$
- Panjang bak (P): 30,92191 m.
- Ukuran akhir ditetapkan pada dimensi: Panjang = 31 m, Lebar = 15 m, Kedalaman = 3 m.

1.12 Pompa (PU - 04)

Deskripsi Tugas Spesifikasi ditujukan untuk mengalirkan air dari Bak Air Bersih (BU-03) menuju Tangki Air Bersih, *Cooling Tower*, dan unit Boiler.

Spesifikasi Operasi

- Jumlah pompa: 1 unit.
- Kecepatan massa aliran: 48585,58 kg/jam (13,49599 kg/detik).
- Rapat massa (ρ): 1000 kg/m³.
- Viskositas cairan (μ): 0,65 cp (0,00065 kg/m.s) pada suhu operasi 30 °C.
- Asumsi perubahan: *Pressure Head* = 0 m; *Velocity Head* = 0 m.
- Pemilihan Pipa
- Pipa material *Carbon Steel* diaplikasikan. Diameter optimum dihitung dengan persamaan:
 - $D_{opt} = 282 \cdot L^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$
- Berdasarkan kalkulasi, diperoleh D_{opt} sebesar 84,71409 mm (3,3352 in).
- Spesifikasi pipa standar yang ditetapkan: IPS 3 in, Schedule 40, Diameter luar (OD) 3,500 in, Diameter dalam (ID) 3,068 in (0,077927 m), dan Luas penampang (A_p) 7,389 in² (0,004767 m²).
- Sifat Aliran
- Kecepatan volume aliran (Q): 0,013496 m³/detik (213,9391 gpm).
- Kecepatan linier cairan (v): 2,831112 m/detik. Persamaan:
 - $v = \frac{Q}{A_p}$
- Bilangan Reynold (Re): 339416,4. Nilai ini mendefinisikan sifat aliran turbulen. Persamaan:
 - $Re = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu}$

Perhitungan *Head* dan Daya Pompa

- Panjang ekuivalen total pipa (L_e): 75,26792 m, tersusun atas akumulasi pembesaran mendadak, penyempitan mendadak, siku (*elbow*), dan katup (*gate valve*).

- Faktor friksi (f): 0,0135.
- *Static Head* (H_s): $Z_2 - Z_1 = 2$ m.
- *Friction Head* (H_f): 5,326842 m. Persamaan:

$$H_f = \frac{f \cdot L_e \cdot v^2}{2 \cdot g \cdot ID}$$

- Total *Head* Pompa (H): $H_p + H_v + H_s + H_f = 25,32684$ m (83,09331 ft).
- *Specific Speed* (N_s) pada putaran 1250 rpm: 664,325 rpm. Persamaan:

$$N_s = \frac{n \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}}$$

- *Brake Horse Power* (BHP): 6,906337 Hp (pada asumsi efisiensi 0,65).
Persamaan:

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{3960 \cdot eff}$$

- Daya motor akhir yang diaplikasikan: 7,5 Hp (motor standar 3 fase).

1.13 Tangki Penampungan Air Rumah Tangga dan Kantor

Deskripsi Tugas Spesifikasi unit dialokasikan untuk penampungan cadangan air dengan kecepatan umpan fluida terukur sebesar 3096 Kg/jam. Alat dikonstruksi dalam bentuk tangki silinder vertikal.

Penentuan Kapasitas

- Waktu gal penampungan (t): 48 jam.
- Kapasitas massa total (W): 148608 Kg. Persamaan:
- $W = Q \cdot t$
- Densitas cairan (ρ): 1,002 kg/lt.
- Volume cairan rasional: 148,3114 m³ (148311,4 lt).
- Volume tangki desain (V_t): 177,9737 m³, dengan pertimbangan *over design* 20%.

Dimensi Alat

Rasio Tinggi terhadap Diameter (H/D) ditetapkan sebesar 1.

Persamaan dasar perancangan dimensi:

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Diameter (D): 6,097643 m. Persamaan:

$$D = \left[\frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot (H/D)} \right]^{1/3}$$

Tinggi (H): 6,097643 m.

Ukuran tangki disepakati pada angka pembulatan: Diameter = 6,1 m; Tinggi = 6,1 m.

1.14 Pompa (PU - 05)

Deskripsi Tugas Spesifikasi ditujukan untuk mengalirkan air pendingin dari Bak Air Pendingin menuju proses pendinginan.

Spesifikasi Operasi

- Jumlah pompa ditetapkan sebanyak 4 unit.
- Kecepatan massa aliran total adalah 1042847 kg/jam.
- Kecepatan massa aliran per pompa didistribusikan sebesar 260711,8 kg/jam atau 72,41996 kg/detik.
- Rapat massa cairan (ρ) bernilai 1000 kg/m³.
- Viskositas cairan (μ) tercatat 0,65 cp atau 0,00065 kg/m.s.
- Suhu operasional berlangsung pada 30 °C.
- Parameter instalasi mengasumsikan tidak terdapat perubahan tekanan (*Pressure Head* = 0 m) dan kecepatan (*Velocity Head* = 0 m).

Pemilihan Pipa Material pipa yang diaplikasikan adalah *Carbon Steel*.

- Diameter optimum (D_{opt}) diformulasikan menggunakan persamaan dasar perancangan pipa:
- $D_{opt} = 282 \cdot L^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$
- Berdasarkan kalkulasi, diperoleh D_{opt} sebesar 202,9436 mm atau 7,989906 in.
- Spesifikasi pipa standar merujuk pada ketentuan IPS 6 in , Schedule No. 40.
- Diameter luar (OD) bernilai 6,625 in , sedangkan diameter dalam (ID) bernilai 6,065 in atau 0,154051 m.
- Luas penampang aliran (A_p) dihitung sebesar 28,876 in² atau 0,018629 m².

Sifat Aliran dan Perhitungan Daya

- Kecepatan volume cairan (Q) mencapai 0,07242 m³/detik atau 1148,005 gpm.

- Kecepatan linier cairan (v) terukur pada 3,887403 m/detik.
- Bilangan Reynold (Re) menunjukkan angka 921320,5, yang mengindikasikan rezim aliran turbulen.
- Panjang ekuivalen total (L_e) dikalkulasi sebesar 83,3756 m, dengan faktor friksi (f) 0,0135.
- *Static Head* (H_s) dievaluasi sebesar 2 m.
- *Friction Head* (H_f) bernilai 5,627666 m.
- Total *Head* Pompa (H) diakumulasikan menjadi 25,62767 m atau 84,08027 ft.
- Kecepatan spesifik (*Specific Speed*, N_s) tercatat 1525,321 rpm pada putaran pompa 1250 rpm.
- Daya poros mekanis (*Brake Horse Power*, **BHP**) ditaksir mencapai 37,49982 Hp, dan daya motor sesungguhnya diproyeksikan 46,87478 Hp.
- Daya motor standar 3 fase yang diaplikasikan adalah 20 Hp.

1.15 Pompa (PU - 06)

Deskripsi Tugas Spesifikasi unit dialokasikan untuk memindahkan air pendingin yang keluar dari sistem proses menuju unit *Cooling Tower*.

Parameter Operasional

- Kondisi fisis dan hidraulis identik dengan Pompa PU-05. Kecepatan massa total yang dialirkan adalah 1042847 kg/jam.
- Jumlah pompa yang dioperasikan sebanyak 4 unit.
- Kecepatan massa per unit pompa terukur sebesar 260711,8 kg/jam atau 72,41996 kg/detik.
- Pemilihan perpipaan menetapkan spesifikasi *Carbon Steel* IPS 6 in dengan *Schedule* 40.
- Kalkulasi gaya hambat (*Friction Head*, H_f) bernilai 5,627666 m.
- Total *Head* Pompa (H) diakumulasikan menjadi 25,62767 m.
- Kebutuhan motor standar 3 fase ditetapkan sebesar 20 Hp.

1.16 Demineralisasi

Deskripsi Proses Proses demineralisasi difungsikan untuk memurnikan air proses dan air umpan (*make up*) *Steam* secara kimiawi. Total air yang diolah melalui tahapan ini mencapai 5103,806 Kg/jam atau 5,103806 m³/jam.

Kation Exchanger (KE - 01)

- Tugas operasional adalah mengikat ion-ion bermuatan positif yang tersuspensi dalam air lunak.
- Alat dikonstruksi dalam wujud silinder tegak yang merangkum butir-butir resin penukar ion.
- Material resin yang difungsikan adalah jenis C 300 dengan notasi RH2.
- Pencucian ulang (regenerasi) resin yang jenuh diimplementasikan menggunakan larutan H₂SO₄ 2%.
- Laju aliran massa air melintasi unit tercatat 5103,806 lt/jam atau 22,47383 gpm.
- Tingkat kesadahan senyawa divalen ditetapkan 65 ppm, sehingga beban kesadahan yang terikat pada resin bernilai 0,332 Kg/jam.
- Kebutuhan larutan pereaksi H₂SO₄ diekstrapolasi sebesar 0,3251 Kg/jam atau 2574,89 Kg/tahun.
- Kecepatan aliran luasan penampang (*bed velocity*) dirancang pada angka 8 gpm/ft².
- Luas penampang area (**A**) dikalkulasi sebesar 2,809228 ft².
- Diameter bejana (**D**) dirumuskan sebagai berikut:

$$D = \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{0,5}$$

Nilai diameter (**D**) teoritis adalah 1,891728 ft atau 0,576599 m.

- Operasional dilakukan memanfaatkan 2 tangki yang bekerja secara bergantian (siklik).
- Volume resin diperhitungkan berdasarkan kapasitas spesifik 2 Kg/ft³ dan siklus regenerasi per 168 jam.

- Volume total material resin yang ditambahkan adalah 27,86678 ft³ , menghasilkan Tinggi lapisan penukar (*bed height*) sebesar 9,919728 ft atau 3,023533 m.
- Dimensi struktural tangki yang direalisasikan berukuran Diameter 0,576599 m dan Tinggi 4,023533 m.

1.17 Pompa (PU - 07)

Deskripsi Tugas Spesifikasi unit dirancang untuk mengalirkan air proses dan air umpan boiler dari *Kation Exchanger* menuju tahapan *Anion Exchanger*.

Spesifikasi Operasi dan Perpipaan

- Jumlah pompa ditetapkan sebanyak 1 unit.
- Kecepatan massa cairan adalah 5103,806 kg/jam atau 1,417724 kg/detik.
- Material pipa yang dipilih adalah *Carbon Steel* dengan kalkulasi diameter optimum 26,24682 mm atau 1,03334 in.
- Spesifikasi pipa komersial menggunakan IPS 1,5 in, Schedule 40, dengan diameter dalam (ID) 1,610 in atau 0,040894 m.
- Luas penampang (A_p) dihitung sebesar 0,001313 m².
- Kecepatan volume (Q) bernilai 0,001418 m³/detik atau 22,47383 gpm.
- Kecepatan linier cairan (v) adalah 1,079948 m/detik dengan aliran diklasifikasikan turbulen ($Re = 67943,68$).
- Panjang ekuivalen pipa (L_e) diakumulasi menjadi 59,7536 m, menghasilkan faktor friksi (f) bernilai 0,0135.

Perhitungan Daya Pompa

- *Friction Head* (H_f) bernilai 1,172587 m.
- Total *Head* Pompa (H) diperhitungkan sebesar 21,17259 m atau 69,46387 ft.
- Daya poros (BHP) ditaksir sebesar 0,606495 Hp.
- Motor penggerak standar 3 fase yang diaplikasikan memiliki spesifikasi 2 Hp.

1.18 *Anion Exchanger* (AE - 01)

Deskripsi Tugas Tugas operasional alat difokuskan pada pengikatan ion-ion bermuatan negatif (anion) di dalam fasa air lunak. Bejana didesain serupa silinder tegak.

Spesifikasi Proses

- Jenis resin yang diaplikasikan adalah C-500P dengan notasi pengikatan $R(OH)_2$.
- Siklus regenerasi material dilangsungkan menggunakan larutan pereaksi NaOH 4%.
- Kecepatan aliran massa fluida masuk adalah 5103,806 lt/jam atau 22,47383 gpm.
- Beban kesadahan anion yang tertahan dalam matriks tercatat 0,332 Kg/jam.
- Konsumsi reaktan NaOH diformulasikan sebesar 0,2654 Kg/jam atau 2101,95 Kg/tahun.
- Kecepatan aliran melintasi bed (*bed velocity*) dirancang sama dengan kation exchanger pada batas 8 gpm/ft² , sehingga luasan penampang dihitung sebesar 2,809228 ft².
- Diameter bed (***D***) teoritis adalah 0,576599 m.
- Asumsi kapasitas resin adalah 2 Kg/ft³ dengan operasi regenerasi kontinyu setiap 168 jam.
- Total akumulasi resin mencapai 27,86678 ft³ , yang membentuk lapisan seTinggi 3,023533 m.
- Dimensi struktural tangki yang diaplikasikan pada unit berukuran Diameter 0,576599 m dan Tinggi 4,023533 m.

1.19 Pompa (PU - 08)

Deskripsi Tugas Spesifikasi unit dirancang secara spesifik untuk memompa fluida luaran *Anion Exchanger* guna disalurkan ke dalam sistem *Deaerator*.

Parameter Operasional

- Kondisi profil aliran dan hidraulis diidentifikasi identik dengan Pompa PU-07. Kecepatan sirkulasi terpantau sebesar 5103,806 kg/jam.
- Desain perpipaan yang diintegrasikan menggunakan spesifikasi *Carbon Steel* IPS 1,5 in.
- Kalkulasi hambatan friksi (H_f) bernilai 1,172587 m.
- Evaluasi *Total Head* Pompa (H) difinalisasi sebesar 21,17259 m atau setara 69,46387 ft.
- Penyediaan motor tenaga penggerak direpresentasikan oleh motor standar 3 fase berdaya 2 Hp.

1.20 Deaerator (D - 01)

Deskripsi Tugas Tugas operasional unit dipusatkan pada pelepasan kandungan fasa gas terlarut secara non-reaktif (misalnya O₂ dan CO₂) yang terkandung di dalam larutan.

Mekanisme dan Bahan Isian

- Konstruksi unit merupakan menara silinder tegak (*packed column*) dengan sistem *countercurrent*. Air disemprotkan dari penampang atas, sementara fluida pendesak berupa udara panas diinjeksikan dari elevasi bawah.
- Kecepatan umpan air yang diproses adalah 5103,806 Kg/jam.
- Kondisi pengoperasian mengatur rasio kontak udara terhadap air pada proporsi 0.75 : 1 , sehingga aliran suplai udara panas dihitung mencapai 3827,855 Kg/jam.
- Suhu udara pelucut dipanaskan pada 150 °C.
- *Superficial velocity* medium ditetapkan pada 500 lb/ft²jam.
- Material pelapis interior (*packing*) menggunakan konfigurasi *Raschig ring* berbahan *Stone ware* dengan spesifikasi ukuran 0,25 in.

Dimensi Alat

- Luas penampang hidrodinamika kolom (A_s) dikalkulasi dari parameter *superficial velocity* sehingga bernilai 16,84256 ft².
- Diameter bejana (D) diformulasikan sebesar:
- $$D = \left(\frac{4 \cdot A_s}{\pi} \right)^{0,5}$$
- Nilai diameter kolom yang diperoleh adalah 4,632007 ft atau dikonversi menjadi 1,411836 m.
- Densitas udara pendesak pada suhu operasional terukur 0,07766 lb/ft³. Kecepatan volume rambatan adalah 108438 ft³/jam.
- Waktu persinggungan (*residence time*) udara divalusi selama 0,002778 jam.
- Volume total *packing* dirumuskan mencapai 301,2168 ft³.

- Tinggi fasa bahan isian (*packing height*) secara rasional adalah 17,88426 ft atau 5,451123 m.
- Dimensi rancang bangun deaerator akhir secara keseluruhan diproyeksikan pada rasio Diameter 1,411836 m dan Tinggi 8,451123 m.

1.21 Pompa (PU - 09)

Funsgi : Mengalirkan air proses dan air umpan boiler dari deaerator menuju Boiler.

Spesifikasi Operasi dan Perpipaan

- Jumlah pompa ditetapkan sebanyak 1 unit.
- Kecepatan massa cairan adalah 20415,22 kg/jam atau 5,670896 kg/detik.
- Rapat massa (ρ) bernilai 1000 kg/m³.
- Viskositas cairan (μ) tercatat 0,65 cp atau 0,00065 kg/m.s pada suhu operasi 30 °C.
- Material perpipaan yang ditetapkan adalah *Carbon Steel*.
- Diameter optimum (D_{opt}) dihitung sebesar 53,96945 mm atau 2,124781 in. Persamaan yang digunakan:
- $D_{opt} = 282 \cdot L^{0,52} \cdot \rho^{-0,37}$
- Spesifikasi pipa komersial mengacu pada IPS 3 in, Schedule 40.
- Diameter dalam (ID) bernilai 3,068 in atau 0,077927 m, dengan luas penampang (A_p) 7,389 in² atau 0,004767 m².

Sifat Aliran dan Perhitungan Daya Pompa

- Kecepatan volume (Q) bernilai 0,005671 m³/detik atau 89,89531 gpm.
- Kecepatan linier cairan (v) adalah 1,189608 m/detik.
- Bilangan Reynold (Re) menunjukkan angka 142619,7, yang mengklasifikasikan aliran turbulen.
- Panjang ekuivalen pipa total (L_e) diakumulasi sebesar 75,26792 m.
- Faktor friksi (f) tercatat sebesar 0,0135.
- *Static Head* (H_s) dievaluasi sebesar 2 m.
- *Friction Head* (H_f) bernilai 0,94051 m.
- Total *Head* Pompa (H) diperhitungkan sebesar 20,94051 m atau 68,70246 ft.
- Specific Speed (N_s) bernilai 496,6487 rpm pada putaran pompa 1250 rpm.

- Daya poros (*Brake Horse Power*, **BHP**) ditaksir sebesar 2,39939 Hp.
- Penerapan efisiensi motor 0,8 menghasilkan kebutuhan daya sebesar 2,999237 Hp.

Motor standar 3 fase yang diaplikasikan berdaya 7,5 Hp.

1.22 Tangki Air Umpan Boiler (TU - 07)

Funsgi : penampungan air umpan pembuat *steam* di dalam Boiler dengan waktu gal fisis 12 jam. Konstruksi alat merupakan tangki silinder vertikal.

Spesifikasi Kebutuhan Bahan Kimia Tambahan

- Kecepatan massa air umpan adalah 5103,806 Kg/jam.
- Hidrazin (N_2H_4): Penambahan dilakukan dengan kadar 5 ppm untuk menghilangkan gas terlarut oksigen guna mencegah korosi pada Boiler. Kebutuhan massa N_2H_4 diformulasikan sebesar 0,025519 kg/jam atau 202,1107 Kg/tahun.
- Natrium DiHydrogen Fosfat (NaH_2PO_4): Penambahan dirancang pada kadar 15 ppm untuk mencegah timbulnya kerak. Kebutuhan massa NaH_2PO_4 dikalkulasi sebesar 0,076557 Kg/jam atau 606,3322 Kg/tahun.

Penentuan Kapasitas dan Dimensi

- Kapasitas massa total air (W) dalam waktu gal 12 jam adalah 61245,67 Kg.
- Densitas cairan (ρ) adalah 1,002 kg/l.
- Volume cairan rasional dihitung sebesar 61123,43 Lt atau 61,12343 m³.
- Pemberlakuan rasio *over design* 20% menghasilkan Volume Tangki (V_t) 73,34811 m³.
- Penetapan rasio Tinggi terhadap Diameter (H/D) adalah 1.
- Diameter tangki (D) dan Tinggi tangki (H) dihitung masing-masing mencapai 4,538 m.

1.23 *Boiler* (BLU - 01)

Funsgi : Membangkitkan *steam* jenuh bertekanan 35 psia pada suhu 266 °F dengan kapasitas produksi 20415,22438 Kg/jam.

Spesifikasi Operasi

- Tipe ketel uap yang diaplikasikan adalah *Water Tube Boiler*.
- Alat menggunakan bahan bakar *Fuel Oil* dan dilengkapi *drum separator* dengan mekanisme sirkulasi ulang kondensat sebesar 25%.

Perhitungan Panas dan Bahan Bakar

- Kapasitas kalor air (C_p) bernilai 1 Btu/lb °F dan panas laten penguapan (H_{fg}) bernilai 928,4 Btu/lb.
- Total panas yang dibutuhkan (Q_t) untuk membangkitkan *steam* diakumulasi sebesar 49782116,33 Btu/jam.
- Asumsi efisiensi pembakaran 70% mengharuskan pelepasan panas netto (*Net heat release*, Q_n) sebesar 71117309,05 Btu/jam.
- Spesifikasi *Fuel Oil* mencakup *Heat Value* 131000 Btu/gal dan densitas 0,95 kg/l.
- Kebutuhan bahan bakar dievaluasi sebesar 542,8802 gallon/jam, yang setara dengan 1952,0616 Kg/jam.
- Kebutuhan udara pembakaran (*excess air* 25%, setara 17,4 kg udara/kg bahan bakar) dihitung sebesar 33965,8711 Kg/jam.

1.24 Tangki Bahan Bakar (TU - 08)

Fungsi : Menyimpan persediaan bahan bakar Boiler selama setengah bulan (168 jam). Alat dirancang berwujud tangki silinder vertikal.

Penentuan Kapasitas dan Dimensi

- Kecepatan massa suplai adalah 1952,062 Kg/jam.
- Akumulasi massa bahan bakar (W) dalam 168 jam mencapai 327946,3 Kg.
- Densitas bahan bakar 0,95 Kg/Lt menghasilkan volume cairan sebesar 345,2067 m³.
- Desain volume tangki (V_t) diplot pada angka 414,248 m³ setelah penambahan toleransi *over design* 20%.
- Rasio dimensi Tinggi terhadap Diameter (H/D) disetel pada angka 1.
- Ukuran tangki yang dikonstruksikan adalah Diameter 8,081 m dan Tinggi 8,081 m

1.25 *Cooling Tower* (CT - 01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin sistem yang telah tersirkulasi.

Tipe pendingin yang diterapkan adalah *Deck Tower*.

Neraca Termodinamika dan Massa

- Umpan massa air pendingin terukur 1042847,39 Kg/jam.
- Panas laten penguapan air bernilai 560 Kcal/Kg.
- Kondisi udara masuk berada pada suhu *Wet bulb* 65 °F dengan kelembaban relatif 70% (kelembaban mutlak 0,0190 kg H₂O/kg udara).
- Kondisi udara keluar diekspektasikan pada suhu 35,7 °C secara jenuh.
- Evaluasi iteratif neraca panas menghasilkan suhu udara keluar 46,5142 °C dengan kelembaban mutlak udara 0,0706 kg H₂O/kg udara kering.
- Laju kehilangan air akibat penguapan (M_v) dihitung mencapai 35898,4658 Kg/jam.

Penentuan Dimensi Alat

- Kapasitas sirkulasi volumetrik bernilai 4575,69826 gpm.
- Penetapan faktor koreksi operasi meliputi: *Wet bulb correction* (C_w) 0,85, *Deck correction* (C_h) 1,00 untuk 12 deck, dan *Wind velocity correction* (C_v) 0,77 untuk kecepatan angin 6 MPH.
- Kapasitas laju luasan rancangan ditetapkan pada 2,2 gpm/ft².
- Luas area *Cooling Tower* total dikalkulasi menempati area seluas 1883,7786 ft².

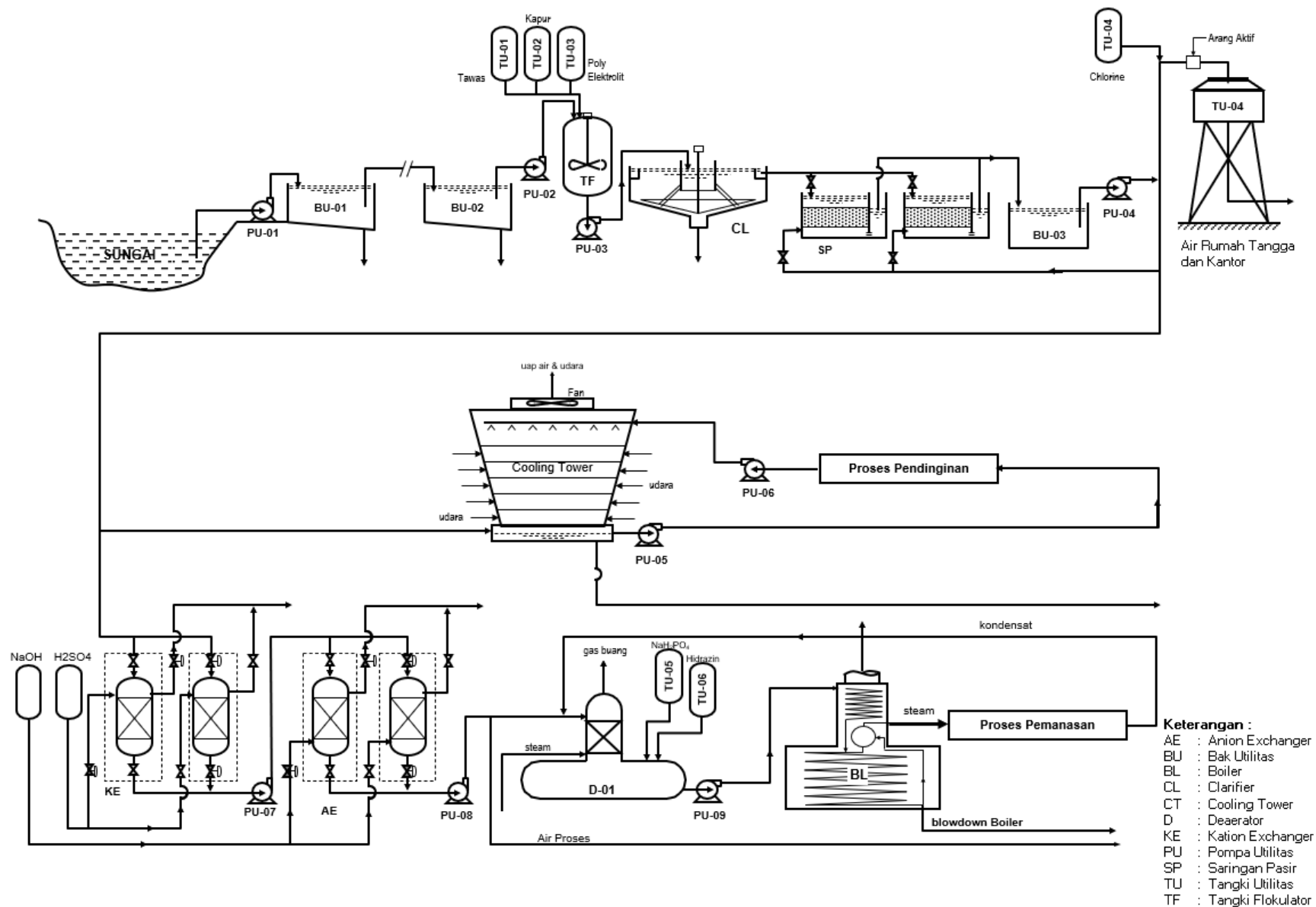
2. Kebutuhan Listrik

A. Rekapitulasi Daya Operasional Sistem utilitas dan kelengkapan alat pendukung mensyaratkan konsumsi daya dari unit-unit berikut:

- Pompa dan *Compressor* Utilitas total menyerap beban daya sebesar 5748,50 Hp.
- Kebutuhan instrumen dan utilitas lain-lain ditetapkan sebesar 200 Hp.
- Total kebutuhan listrik mencapai 5948,50 Hp, yang secara ekuivalen dikonversi menjadi 4435,796 Kwatt.
- Suplai kebutuhan daya primer difasilitasi oleh layanan PLN dengan spesifikasi terpasang 4500 Kwatt.

B. Perancangan Generator Cadangan

- Satu unit generator cadangan disiagakan dengan kapasitas keluaran 6000 Hp berbahan bakar *Diesel Oil*.
- Asumsi pemadaman listrik ditetapkan dengan rasio 1 kali per bulan dalam durasi 3 jam.
- Pertimbangan efisiensi motor diesel 80% mensyaratkan suplai tenaga mekanik sebesar 7500 Hp.
- Pertimbangan efisiensi pembakaran 70% merumuskan kebutuhan pelepasan panas bahan bakar sebesar 5300,808 Btu/detik.
- Properti *Diesel Oil* meliputi *Hea Value* 144000 Btu/gal dan densitas 0,9 kg/lt.
- Laju pemakaian bahan bakar diesel dihitung sebesar 0,036811 gal/detik.
- Konsumsi persediaan bahan bakar *Diesel Oil* terakumulasi mencapai 4770,728 galon per tahun.



Gambar 2.1 Process Flow Diagram Utilitas

LAMPIRAN E

EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi Perancangan Pabrik *Naphtha Hydrotreating* dengan kapasitas 3000 ton per hari meliputi penentuan harga alat Investasi, biaya operasi dan analisa kelayakan. Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio index harga. Perkiraan harga ini sangat sering digunakan.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Di mana:

- E_x = Harga alat pada tahun x
- E_y = Harga alat pada tahun y
- N_x = Index harga pada tahun x
- N_y = Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Di mana:

- E_a = Harga alat a
- E_b = Harga alat b
- C_a = Kapasitas alat a
- C_b = Kapasitas alat b

Basis Perhitungan

1. Harga alat diambil dari:
 - CE index 1954 = 86.1 (Aries & Newton)
 - CE index Mei 2010 = 550.8
 - CE index Mei 2011 = 585.7
 - CE index Mei 2012 = 584.6
 - CE index Mei 2013 = 567.3
 - CE index Tahun 2025 = 801.1

2. Harga dalam Rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat, dan harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat.
 - Kurs Dollar Oktober 2025: \$1 = Rp 16.500,00
3. Upah Buruh:
 - Buruh Asing: \$20,00 / man hour
 - Buruh Lokal: Rp 30.000,00 / man hour
 - Perbandingan: 1 man hour asing = 2 man hour lokal

Tabel 2.1 Harga Alat-alat Proses

No.	Nama Alat	Jumlah	Parameter Harga	Besaran Parameter	Sat	Harga Satuan th 1954	Harga Satuan th 2025	Total Harga
1	Tangki (T-01)	4	Volume	988.169,2	gal	\$ 90.000	\$ 209.347	\$ 837.387
2	Tangki (T-02)	10	Volume	472.972,7	gal	\$ 57.842	\$ 53.818	\$ 538.182
3	Tangki (T-03)	2	Volume	1.010.120,0	gal	\$ 91.194	\$ 424.249	\$ 848.499
4	Tangki (T-04)	1	Volume	286.084,5	gal	\$ 42.780	\$ 398.037	\$ 398.037
5	Pompa (P-01)	2	Debit	281,8	gpm	\$ 1.200	\$ 11.165	\$ 22.330
6	Pompa (P-02)	2	Debit	761,6	gpm	\$ 2.179	\$ 20.274	\$ 40.548
7	Pompa (P-03)	2	Debit	8,63	gpm	\$ 200	\$ 1.861	\$ 3.722
8	Pompa (P-04)	2	Debit	678,7	gpm	\$ 2.033	\$ 18.918	\$ 37.837
9	Pompa (P-05)	2	Debit	281,8	gpm	\$ 600	\$ 5.583	\$ 11.165
10	Pompa (P-06)	2	Debit	281,8	gpm	\$ 600	\$ 5.583	\$ 11.165
11	Menara Distilasi (MD-01)	1	Diameter	64,30	in	\$ 62.000	\$ 576.866	\$ 576.866
12	<i>Accumulator</i> (AC-01)	1	Volume	234,4	gal	\$ 602	\$ 5.597	\$ 5.597
13	<i>Condenser</i> (CD-01)	1	Luas	366,6	ft ²	\$ 43.393	\$ 403.742	\$ 403.742
14	<i>Reboiler</i> (RB-01)	1	Luas	2.743,4	ft ²	\$ 40.813	\$ 379.740	\$ 379.740
15	<i>Reactor</i> (R-201)	1	Volume	9.499,7	gal	\$ 6.100	\$ 56.756	\$ 56.756
16	<i>Flashdrum Separator</i> (FD-01)	1	Volume	11.616,1	gal	\$ 6.018	\$ 55.996	\$ 55.996

17	<i>Flashdrum Separator</i> (FD-02)	1	Volume	11.617,1	gal	\$ 6.693	\$ 62.273	\$ 62.273
18	<i>Furnace</i> (FN-01)	1	Luas	7.427,9	ft ²	\$ 4.019	\$ 37.396	\$ 37.396
19	<i>Heater</i> (HE-01)	6	Luas	238,7	ft ²	\$ 1.747	\$ 16.259	\$ 97.553
20	<i>Heater</i> (HE-02)	1	Luas	238,7	ft ²	\$ 1.747	\$ 16.259	\$ 16.259
21	<i>Condenser</i> (CD-02)	1	Luas	366,6	ft ²	\$ 43.393	\$ 403.742	\$ 403.742
22	<i>Cooler</i> (CL-01)	1	Luas	1.301,2	ft ²	\$ 5.499	\$ 51.167	\$ 51.167
23	<i>Cooler</i> (CL-02)	1	Luas	74,2	ft ²	\$ 1.453	\$ 13.522	\$ 13.522
24	<i>Cooler</i> (CL-03)	1	Luas	4.445,6	ft ²	\$ 2.488	\$ 23.151	\$ 23.151
25	<i>Compressor</i> (C-01)	1	Debit	446,6	gal	\$ 2.489	\$ 23.160	\$ 23.160
TOTAL								\$ 4.955.793

1. *Physical Plant Cost*

1) Harga alat sampai di tempat = 125% PEC

$$= 1,25 \times \$4.955.792,85 = \$6.194.741,07$$

2) Instalasi

$$\circ \text{ Material (11\% PEC)} = 0,11 \times \$4.955.792,85 = \$545.137,21$$

$$\circ \text{ Buruh (32\% PEC)} = 0,32 \times \$4.955.792,85 = \$1.585.853,71$$

$$\circ \text{ Jumlah Man hour} = \$1.585.853,71 / \$20,00 \text{ per man hour} = 79.292,6857 \text{ man hour}$$

$$\begin{aligned} \blacksquare \text{ Buruh asing (5\%)} &= 0,05 \times \text{manhour} \times \$20,00 = \\ & \$79.292,6 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \blacksquare \text{ Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \times 2 \times 79.292,6857 \text{ man} \\ & \text{hour} \times \text{Rp } 30.000,00 = \text{Rp } 4.519.683.083,47 \end{aligned}$$

3) Pemipaan

$$\circ \text{ Material (49\% PEC)} = 0,49 \times \$4.955.792,85 = \$2.428.338,50$$

$$\circ \text{ Buruh (37\% PEC)} = 0,37 \times \$4.955.792,85 = \$1.833.643,36$$

- Jumlah Man hour = $\$1.833.643,36 / \$20,00 = 91.682,1678$
man hour
 - Buruh asing (5%) = $0,05 \times 91.682,1678 \times \$20,00 =$
\$91.682,17
 - Buruh lokal (95%) = $0,95 \times 2 \times 91.682,1678 \times$
Rp 30.000,00 = Rp 5.225.883.565,26

4) Instrumentasi

- Material (24% PEC) = $0,24 \times \$4.955.792,85 =$
\$1.189.390,29
- Buruh (6% PEC) = $0,06 \times \$4.955.792,85 = \$297.347,57$
- Jumlah Man hour = $\$297.347,57 / \$20,00 = 14.867,3786$
man hour
 - Buruh asing (5%) = $0,05 \times 14.867,3786 \times \$20,00 =$
\$14.867,38
 - Buruh lokal (95%) = $0,95 \times 2 \times 14.867,3786 \times$
Rp 30.000,00 = Rp 847.440.578,15

5) Isolasi

- Material (3% PEC) = $0,03 \times \$4.955.792,85 = \$148.673,79$
- Buruh (5% PEC) = $0,05 \times \$4.955.792,85 = \$247.789,64$
- Jumlah Man hour = $\$247.789,64 / \$20,00 = 12.389,4821$
man hour
 - Buruh asing (5%) = $0,05 \times 12.389,4821 \times \$20,00 =$
\$12.389,48
 - Buruh lokal (95%) = $0,95 \times 2 \times 12.389,4821 \times$
Rp 30.000,00 = Rp 706.200.481,79

6) Listrik

- Material (12% PEC) = $0,12 \times \$4.955.792,85 = \$594.695,14$
- Buruh (3% PEC) = $0,03 \times \$4.955.792,85 = \$148.673,79$
- Jumlah Man hour = $\$148.673,79 / \$20,00 = 7.433,68928$
man hour
 - Buruh asing (5%) = $0,05 \times 7.433,68928 \times \$20,00 =$
\$7.433,69

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal (95\%)} &= 0,95 \times 2 \times 7.433,68928 \times \\ &\text{Rp } 30.000,00 = \text{Rp } 423.720.289,08 \end{aligned}$$

7) Bangunan

- Total Luas Bangunan = **43.700 m²** (mencakup Office, Gudang, Process Control Room, Bengkel, Area Proses, Area Utilitas, dll.)
- Harga bangunan rata-rata = Rp **4.000.000,00/m²**
- Biaya bangunan = Rp **4.000.000,00 × 43.700 = Rp 174.800.000.000,00**

8) Tanah

- Luas tanah = **50.255 m²**
- Harga tanah = Rp **1.500.000,00**
- Biaya tanah = Rp **75.382.500.000,00**

9) Utilitas

- Total Harga Alat Utilitas dalam Dollar = \$ 6.954.962
- Total Harga Alat Utilitas Lokal (Bak Utilitas) = Rp 343.200.000
- *Physical Plant Cost* Utilitas = \$ 17.536.937,32 + Rp 16.200.513.937,28 (Detail pemipaan, instalasi, dsb. untuk utilitas telah dihitung secara seragam mengikuti persentase ekuivalen).

Tabel 1.1 Rekapitulasi *Physical Plant Cost*

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Harga alat sampai ditempat	\$ 6.194.741,07	-
2	Instalasi	\$ 624.429,90	Rp 4.519.683.083
3	Pemipaan	\$ 2.520.020,67	Rp 5.225.883.565
4	Instrumentasi	\$ 1.204.257,66	Rp 847.440.578
5	Insulasi	\$ 161.063,27	Rp 706.200.482
6	Listrik	\$ 602.128,83	Rp 423.720.289
7	Bangunan	-	Rp 174.800.000.000
8	Tanah	-	Rp 75.382.500.000
9	Utilitas	\$ 17.536.937,32	Rp 16.200.513.937
	<i>Physical Plant Cost</i>	\$ 28.843.578,72	Rp 278.105.941.935

2. Direct Plant Cost

Tabel 2.1 Direct Plant Cost

No.	Komponen	\$	Rp.
1	<i>Physical Plant Cost</i>	\$ 28.843.578,72	Rp 278.105.941.935,04
2	<i>Engineering & Construction</i> (25%)	\$ 7.210.894,68	Rp 69.526.485.483,76
	<i>Total Direct Plant Cost</i>	\$ 36.054.473,40	Rp 347.632.427.418,80

3. Fixed Capital Investment

No.	Komponen	\$	Rp.
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 36.054.473,40	Rp 347.632.427.418,80
2	Contractor fee (5%)	-	Rp 47.126.561.925,31
3	Conency (15%)	\$ 5.408.171,01	Rp 52.144.864.112,82
	Total	\$ 41.462.644,41	Rp 446.903.853.456,93

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp 1.131.037.486.207,48

4. Manufacturing Cost

A. Direct Manufacturing Cost

1. Bahan baku & Pembantu:

- *Naphtha*: Rp 8.628.131.771.411
- *Hydrogen*: Rp 802.747.210.812
- *Biaya bahan total* = Rp 9.430.878.982.223,68

2. Gaji Karyawan: Rp 14.700.000.000

3. Supervisi (10% Kary.): Rp 1.470.000.000

4. *Maintenance* (2% FCI): Rp 22.620.749.724

5. *Plant Supplies* (15% Maint.): Rp 3.393.112.459

6. Royal. dan Patt. (1% Sales): Rp 120.285.000.000

7. Utilitas dan Unit Pengolahan limbah:

- Tawas, Kapur, Polyelektrolyt, Asam Sulfat, Sodium Hidroksida
- Bahan Bakar: Rp 258.107.603.703,91
- Listrik: Rp 59.723.563.402,80
- *Total Utilitas* = Rp 318.194.944.019,29

Total Direct Manufacturing Cost = Rp 9.911.542.788.426

B. Indirect Manufacturing Cost

1. *Payroll OverHead* (15% Kary.) = Rp 2.205.000.000
2. *Laboratorium* (10% Kary.) = Rp 1.470.000.000
3. *Packaging dan Shipping* (0,5% Sales) = Rp 60.142.500.000
4. *Plant OverHead* (50% Kary.) = Rp 7.350.000.000
 - Total = Rp 71.167.500.000

C. Fixed Manufacturing Cost

1. *Depresiasi* (10% FCI) = Rp 113.103.748.621
2. *Property tax* (2% FCI) = Rp 22.620.749.724
3. *Asuransi* (2% FCI) = Rp 22.620.749.724
 - Total = Rp 158.345.248.069

Total Manufacturing Cost = Rp 10.141.055.536.495

5. Working Capital

1. *Raw material inventory* (1 MC per bln) = Rp 845.087.961.375
2. *In process inventory* (1,5 MC per bln) = Rp 1.267.631.942.062
3. *Product inventory* (1 MC per bln) = Rp 845.087.961.375
4. *Available cash* (1 MC per bln) = Rp 845.087.961.375
5. *Extended credit* (2 MC per bln) = Rp 1.690.175.922.749

TOTAL WORKING CAPITAL = Rp 5.493.071.748.935

6. General Expense

1. *Administrasi* (3% Manu. Cost) = Rp 304.231.666.095
2. *Sales* (5% Manu. Cost) = Rp 507.052.776.825
3. *Finance* (5% WC+FCI) = Rp 331.205.461.757
4. *Riset* (2% sales) = Rp 240.570.000.000
 - TOTAL = Rp 1.383.059.904.677

7. Total Biaya Produksi

- *Manufacturing Cost* = Rp 10.141.055.536.494,80
- *General Expense* = Rp 1.383.059.904.676,69
 - Total Biaya Produksi = Rp 11.524.115.441.171,50

8. *Total Capital Investment*

- *Fixed Capital Investment + Working Capital*
 $\text{Rp } 1.131.037.486.207,48 + \text{Rp } 5.493.071.748.934,68$
 $= \text{Rp } 6.624.109.235.142,15$

9. Harga Jual Produk

- $\text{Harga Dasar} = \text{Total Biaya Produksi} / \text{Volume Produksi}$
- $\text{Harga Dasar} = \text{Rp } 11.524.115.441.171,50 / 990.000.000 = \text{Rp } 11.640,52$
- $\text{Harga jual} = 1,0438 \times \text{Harga dasar} = 1,0438 \times \text{Rp } 11.640,52 = \text{Rp } 12.150,00$

Total Sales:

- *Treated Naphtha*: $\text{Rp } 12.150,00 / \text{Kg}$
- Produksi tiap tahun: $990.000.000 \text{ Kg}$
- *Total Annual Sales* = $\text{Rp } 12.028.500.000.000$

10. Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

- *Total sales* = $\text{Rp } 12.028.500.000.000,00$
- Total biaya produksi = $\text{Rp } 11.524.115.441.171,50$
- Keuntungan = $\text{Rp } 504.384.558.828,52$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

- Pajak (20,0%) = $\text{Rp } 100.876.911.765,70$
- Keuntungan Bersih = $\text{Rp } 403.507.647.062,82$

11. Analisa Kelayakan

1. *Return On Investment (ROI)*

Merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

- Sebelum pajak:

$$\text{ROI} = \left(\frac{\text{Rp } 504.384.558.828,52}{\text{Rp } 1.131.037.486.207,48} \right) \times 100 \text{ (Min. 39\% untuk High Risk)}$$

Chemical Industries)

- Sesudah pajak:

$$\circ \quad ROI = \left(\frac{\text{Rp } 403.507.647.062,82}{\text{Rp } 1.131.037.486.207,48} \right) \times 100$$

2. Pay Out Time (POT)

Adalah waktu minimum yang dibutuhkan secara teoritis untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan, atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah penyusutan.

- Sebelum pajak:

$$\circ \quad POT = \frac{\text{Rp } 1.131.037.486.207,48}{(\text{Rp } 504.384.558.829 + \text{Rp } 113.103.748.620,75)} = 1,83167 \text{ th}$$

(Max. 2 tahun untuk High risk)

- Sesudah pajak:

$$\circ \quad POT = \frac{\text{Rp } 1.131.037.486.207,48}{(\text{Rp } 403.507.647.063 + \text{Rp } 113.103.748.620,75)} = 2,18934 \text{ th}$$

3. Break Even Point (BEP) & Shut Down Point (SDP)

Merupakan titik batas produksi, dimana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi.

- *Fixed Cost* (Fa): Rp 158.345.248.069
- *Variable Cost* (Va): Rp 9.929.501.426.243
- *Regulated Cost* (Ra): Rp 1.436.268.766.859
- *Sales* (Sa): Rp 12.028.500.000.000,00

$$\bullet \quad BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

$$\circ \quad = \left(\frac{\text{Rp } 589.225.878.126,89}{\text{Rp } 1.093.610.436.955,41} \right) \times 100$$

$$\bullet \quad SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100$$

$$\circ \quad = \left(\frac{\text{Rp } 430.880.630.057,84}{\text{Rp } 1.093.610.436.955,41} \right) \times 100$$

4. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)

- Umur pabrik: 10
- *Salvage value*: Rp 113.103.748.620,75
- *Working Capital*: Rp 5.493.071.748.934,68
- *Fixed Capital*: Rp 1.131.037.486.207,48
- *Cash Flow* (CF) = *Annual Profit* + *Depresiasi* = Rp 847.816.857.440,67

Tabel 11.1 *Trial & error Discounted Cash Flow*

I	R	S	Selisih
0,098008	19,9012736110	22,398479067	-2,49720546
0,108008	21,7898772791	23,174917251	-1,38503997
0,118008	23,8382808425	23,993081007	-0,15480016
0,128008	26,0583920658	24,855097563	1,203294503
0,138008	28,4628880199	25,763191055	2,699696965
0,148008	31,0652572970	26,719686294	4,345571003
0,158008	33,8798441386	27,727012656	6,152831483
0,168008	36,9218945449	28,787708084	8,134186461
0,178008	40,2076044372	29,904423227	10,30318121

Sehingga diperoleh *Interest* (*i*) = 12,30% (Minimum 1,5 bunga deposito bank).